Environnement Canada
Environment Canada

Environment Canada Environnement Canada

State-of-the-Art of the Pulp and Paper Industry and its Environmental Protection Practices

Canada

Economic and Technical Review
Report EPS 3-EP-84-2

Environmental Protection Programs Directorate
January 1984

ENVIRONMENTAL PROTECTION SERVICE REPORT SERIES

Economic and Technical Review Reports relate to state-of-the-art reviews, library surveys, industrial inventories, and their associated recommendations where no experimental work is involved. These reports are undertaken either by an outside agency or by the staff of the Environmental Protection Service.

Other categories in the EPS series include such groups as Regulations, Codes, and Protocols; Policy and Planning; Technology Development; Surveillance; Training Manuals; Briefs and Submissions to Public Inquiries; and, Environmental Impact and Assessment.

Inquiries pertaining to Environmental Protection Service Reports should be directed to the Environmental Protection Service, Environment Canada, Ottawa, Ontario, Canada, K1A 1C8.

SÉRIE DE RAPPORTS DU SERVICE DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Les rapports d'analyse économique et technique portent sur les revues de l'état des connaissances, les relèves de bibliothèques, les inventaires industriels ainsi que leurs recommandations connexes dans les cas où celles-ci n'impliquent aucune recherche expérimentale. Ces analyses sont entreprises, soit par un organisme extérieur, soit par le personnel du Service de la protection de l'environnement.

Les autres catégories de la série de rapports du S.P.E. comprennent les groupes suivants: règlements, codes et accords; politique et planification; développement technologique; surveillance; guides de formation; rapports et exposés à des enquêtes publiques et impacts environnementaux.

Les demandes relatives aux rapports du Service de la protection de l'environnement doivent être adressées au Service de la protection de l'environnement, Environnement Canada, Ottawa, Ontario, K1A 1C8, Canada.

STATE-OF-THE-ART OF THE PULP AND PAPER INDUSTRY AND ITS ENVIRONMENTAL PROTECTION PRACTICES

prepared by

Neil McCubbin Eng.

for the

Environmental Protection Service
Environment Canada

EPS 3-EP-84-2
January 1984

REVIEW NOTICE

This report has been reviewed by the Environmental Protection Programs Directorate, Environmental Protection Service, and approved for publication. Approval does not necessarily signify that the contents reflect the views and policies of the Environmental Protection Service. Mention of trade names or commercial products does not constitute recommendation or endorsement for use.

READERS COMMENTS

This review is as complete as possible within the time constraints and budget available for its preparation. Readers who wish to comment on the content, or wish to suggest additions, are invited to address them to -

Mr. J. Betts,
Industrial Programs Branch
Environmental Protection Service
Environment Canada,
Ottawa, Ontario
K1A 1C8

© Minister of Supply and Services Canada 1984
Cat. No. En 48-3/84-2E
ISBN 0-662-13035-9
BEAUREGARD PRESS LIMITED

ABSTRACT

The current technology for environmental protection used in the Canadian pulp and paper industry is reviewed. Recent process and equipment developments having a significant effect on the industry's effluents, atmospheric emissions and solid waste discharges are described, with emphasis on in-plant measures. Drawings, flowsheets, and typical process criteria are presented.

The overall capital and operating costs, as well as the energy conservation implications, of environmental protection measures are briefly discussed.

RÉSUMÉ

On examine les techniques actuellement utilisées dans l'industrie canadienne des pâtes et papiers pour protéger l'environnement. On décrit les dernières améliorations des procédés et de l'équipement, qui ont un effet significatif sur les effluents industriels, les émissions atmosphériques et les rejets de matières solides, en insistant sur les mesures prises à la source. Des dessins, des schémas de principe et des conditions opératoires sont présentés.

Les investissements et les frais d'exploitation, dans leur ensemble, de même que les questions d'économie de l'énergie liés aux mesures de protection de l'environnement font l'objet d'une courte discussion.

TABLE OF CONTENTS

		Page
ABSTRACT		i
ACKNOWLEDGEMENTS		x
EXECUTIVE SUMMARY		xi
1	INTRODUCTION	1
1.1	Background and Definitions	1
1.2	The Canadian Pulp and Paper Industry in 1983	1
1.3	Status of Compliance with Environmental Regulations	1
2	FORESTRY AND WOOD PREPARATION	4
2.1	General	4
2.2	Forest Resources	4
2.3	Herbicides	6
2.4	Logging Practices	8
2.4.1	Full Tree Logging	8
2.4.2	High Flotation Tires for Logging Machines	9
2.5	Wood Preparation	9
2.5.1	General	9
2.5.2	Debarking Quality	10
2.5.3	Debarking Techniques	11
2.5.4	Debarking Effluents	13
2.6	Debarking of Whole-Tree Chips	16
3	PULPING SYSTEMS	17
3.1	Mechanical Pulping	17
3.1.1	Stone Groundwood Pulping	17
3.1.2	Refiner Pulping	17
3.1.3	Pressurized Groundwood	24
3.2	Sulphite Pulp	24
3.2.1	Pulping Developments	24
3.2.2	Ultra High Yield Sulphite Pulp	25
3.3	Kraft Pulping	28
3.3.1	Digesters	28
3.3.2	Batch Digester Heat Recovery	28
3.3.3	Diffusion Washing in Continuous Digesters	28
3.3.4	Anthraquinone	29
3.4	Neutral Sulphite Semichemical Pulping	31
4	CHEMICAL RECOVERY	32
4.1	General	32
4.2	Evaporators	32
4.3	Recovery Furnaces	33
4.3.1	Furnace Design	33

		Page
4.3.2	Particulate Emission Control	34
4.3.3	TRS Emission Control at Source	35
4.3.4	TRS Emission Control by Scrubbers	37
4.3.5	Fluidized Bed Recovery Furnaces	37
4.4	Condensate Stripping	40
4.5	Black Liquor Oxidation	41
4.6	Recausticising and Recalcining of Lime	41
4.7	Sulphite Mill Recovery Systems	44
4.8	Neutral Sulphite Semi-Chemical Recovery	46
4.9	Accidental Losses	46
5	WASHING AND SCREENING	47
5.1	General	47
5.2	Screening Mechanical Pulp	47
5.3	Kraft Washing and Screening	47
5.3.1	Process Concepts	47
5.3.2	Diffusion Washing Equipment	52
5.3.3	Pressure Diffusion Washer	55
5.3.4	Pressure Drum Washers	57
5.3.5	Flat Belt Washer	57
5.4	Sulphite Pulp Washing and Screening	59
5.5	Washing and Screening Neutral Sulphite Semichemical Pulp	59
6	BLEACHING OF PULP	60
6.1	General	60
6.2	Chlorine-Based Bleaching Sequences	61
6.2.1	Effluent Flow	61
6.2.2	BOD	63
6.2.3	Toxicity	64
6.2.4	Colour	64
6.2.5	Mutagenicity	65
6.2.6	Chlorinated Organic Compounds	66
6.2.7	Sulphur Dioxide Treatment of Chlorination Effluent	66
6.3	Displacement Bleaching	66
6.4	Oxygen Bleaching	70
6.4.1	High Consistency Oxygen Delignification	70
6.4.2	Medium Consistency Oxygen Delignification	72
6.4.3	Alkali/Oxygen Extraction	72
6.4.4	Bleaching Following Oxygen Delignification	73
6.5	Bleaching of Mechanical Pulps	73
6.5.1	Hydrosulphite Bleaching	73
6.5.2	Peroxide Bleaching	74
6.5.3	Environmental Effects	76
7	PAPERMAKING	79
7.1	General	79
7.2	Newsprint	79

		Page
7.3	Paper Grades Other than Newsprint	81
7.4	White Water System Design	82
7.5	Vacuum Pumps	86
7.6	Effluents Other than White Water	87
8	STEAM AND POWER	89
8.1	General	89
8.2	Particulate Emission Control	89
8.3	Effluents from Steam and Power Plants	90
8.4	Hog Fuel Storage	91
9	TOTAL MILL DISCHARGES	92
9.1	General	92
9.2	Effluent Sources and Treatment	92
9.2.1	Kraft Mill Effluent Sources	93
9.2.2	Newsprint Mill Effluent Sources	95
9.2.3	Sources of Effluent from Other Types of Mills	96
9.2.4	Effluent Treatment	96
9.2.5	Rapson-Reeve Closed-Cycle Bleached Kraft Mill	97
9.3	Atmospheric Emissions Control	98
9.4	Solid Waste Disposal	99
10	COMPUTERS AND ENVIRONMENTAL PROTECTION	100
10.1	General	100
10.2	Engineering Design and Optimisation Studies	100
10.3	Process Control Computers	102
10.3.1	General	102
10.3.2	Control of Connected Processes	103
10.3.3	Hierarchical Control	103
10.3.4	Digital vs. Analog Computers	105
10.3.5	Unit Computer Control	105
10.3.6	Sensors for Effluent and Emission Control	108
10.3.7	Mill Wide Control Studies	109
10.4	Environmental Impact Studies	110
11	ENERGY IMPLICATIONS OF NEW PROCESSES	111
11.1	General	111
11.2	Kraft Pulping and Bleaching	112
11.3	Newsprint	112
11.4	Power Plant	112
11.5	Sulphur Dioxide Emissions	113
12	COSTS	115
12.1	General	115
12.2	Effluent Treatment Costs	116
12.3	Atmospheric Emission Control Costs	117

Page

REFERENCES 119

BIBLIOGRAPHY 125

APPENDIX - METRIC CONVERSION 127

LIST OF FIGURES

Figure		Page
1	EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS OF UNBLEACHED THERMOMECHANICAL PULP	11
2	DRUM BARKERS	12
3	TYPICAL THERMOMECHANICAL PULPING FLOWSHEET	21
4	DIGESTER HI-HEAT WASHING	30
5	PARTICULATE REMOVAL SCRUBBER FOR RECOVERY FURNACE	36
6	TRS AND PARTICULATE REMOVAL SCRUBBER FOR RECOVERY FURNACE	38
7	TELLER IMPLEMENTATION OF PAPRICAN PROCESS FOR TRS REMOVAL	39
8	STRONG BLACK LIQUOR OXIDATION SYSTEM	42
9	BURNING NON-CONDENSABLE GAS IN KILN	43
10	FLUIDIZED BED CALCINER FLOWSHEET	45
11	PULP WASHING AND SCREENING (OPEN SYSTEM)	49
12	PULP WASHING AND SCREENING (CLOSED SYSTEM)	50
13	SINGLE-STAGE DIFFUSION WASHER	53
14	INTERNAL MECHANISM OF TWO-STAGE DIFFUSION WASHER	54
15	PRESSURE DIFFUSION WASHER	56
16	FLAT BELT WASHER SCHEMATIC	58
17	DISPLACEMENT BLEACHING SYSTEM	68
18	RESPONSE OF SPRUCE GROUNDWOOD TO HYDROSULPHITE BLEACHING	75
19	EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS (HYDROSULPHITE)	75
20	INFLUENCE OF SPECIES ON RESPONSE TO PEROXIDE BLEACHING	77

Figure		Page
21	EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS (PEROXIDE)	77
22	DISC FILTER SAVEALL	84
23	BUILDING BLOCKS OF PROCESS CONTROL SYSTEM	102
24	RECOVERY FURNACE HYDROGEN SULPHIDE vs. CARBON MONOXIDE EMISSIONS	107

LIST OF TABLES

Table		Page
1	SUMMARY OF CANADIAN MILLS	2
2	CANADIAN PULP, PAPER, AND PAPERBOARD CAPACITY	3
3	PRELIMINARY ESTIMATES OF SOFTWOOD TIMBER AVAILABILITY	5
4	TYPICAL FOREST PRODUCTIVITY	6
5	COMPARISON OF BARKING PROCESSES	14
6	TYPICAL NEWSPRINT MILL WOODROOM EFFLUENT DATA FOR WET AND DRY DEBARKING	14
7	COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD, REFINER MECHANICAL, AND THERMOMECHANICAL PULPS (Black Spruce)	19
8	COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD AND THERMOMECHANICAL PULPS (Jack Pine)	20
9	HARDWOOD UTILIZATION IN THERMOMECHANICAL PULPING	22
10	COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD AND PRESSURIZED GROUNDWOOD PULPS (Spruce/Balsam)	24
11	CHARACTERISTICS OF ULTRA HIGH YIELD SULPHITE SPRUCE PULPS	25
12	CHARACTERISTICS OF HARDWOOD CHEMIMECHANICAL PULPS	27
13	SOURCES OF BLEACH PLANT EFFLUENT COLOUR	65
14	RANGE OF NEWSPRINT FURNISHES ON VARIOUS PAPER MACHINES	81
15	COST AND PERFORMANCE OF PARTICULATE EMISSION CONTROL EQUIPMENT	91
16	KRAFT MILL EFFLUENT BREAKDOWN	93
17	NEWSPRINT MILL EFFLUENT BREAKDOWN	94
18	APPROXIMATE WATER POLLUTION CONTROL COSTS	116

ACKNOWLEDGEMENTS

Several people who are not employees of N. McCubbin Consultants Inc. made significant contributions to the project.

Mr. John Betts of Environment Canada is especially thanked for his interest and support. Mr. Gautam Das, Mr. Trevor Ruthman, and Mr. R. Benjamin reviewed the draft of the report and provided a number of useful comments.

We would also like to thank the manufacturers who provided useful back-up information and permitted us to use their drawings. They are acknowledged in the credit lines of each drawing.

Mr. D.B. Brewster, Consultant, Montreal, wrote the section on Computer Control.

Mr. R. Leask, Consultant, St. Catharine's, Ontario wrote most of the sections on mechanical pulping and newsprint.

Dr. S.D. Swan, Consultant, Senneville, Quebec wrote the section on forestry.

Dr. W.H. Rapson, Toronto, Ontario, reviewed the bleaching section and contributed a number of useful comments.

EXECUTIVE SUMMARY

The layout and subtitles in this executive summary follow the same sequence as the body of the report. All data are presented in SI units, in accordance with Canada's metric policy. Refer to the Appendix for conversions and further information.

Introduction

The pulp and paper industry in Canada includes about 130 mills, producing over 20 million tonnes of various grades of paper and pulp per annum. Newsprint and bleached kraft pulp are the predominant product categories, and most of the expansion expected over the next few years is expected to be in the production of thermomechanical pulp for newsprint. Thermomechanical pulp is replacing sulphite pulp for environmental reasons and will also increase newsprint production by a few percent. Much of the current capital expenditure in the industry is being directed towards improvements in product quality, protection of the environment, or energy conservation.

Wood Supplies and Preparation

The rate of forest harvesting in Canada is approaching the rate of growth of wood, and will surpass it in a few years if no corrective action is taken. The technology required to substantially increase the yield of Canadian forests is well known, but its application has been so far been relatively limited. In some areas, particularly in the East, softwoods are being harvested much more quickly than they are being replaced by forest regeneration.

The traditional seasonal delivery of logs to mills has largely been replaced by systems which approach a uniform rate of delivery all year round. River driving of logs is disappearing, and logging methods are being steadily mechanised.

Dry debarking processes have proven capable of reducing the effluent biochemical oxygen demand (BOD) and suspended solids from the wood preparation departments by 80 to 99%, and suitable for many grades of pulp. Most new mills use the dry debarking process to minimise effluents, and some older mills have converted from the traditional wet process to dry debarking for this reason. However, this does not necessarily bring a mill into compliance with the Federal Pulp and Paper Effluent Regulations (1972), since the Component Process Category allowance for wet drum barking is 5 kg/t wood, whereas it is only 2.5 kg/t wood for dry debarking with wood washing, and zero if there is no wood washing operation.

Pulping Processes

The most significant change in pulping practices in the last ten years has been the widespread use of **thermomechanical pulping** (TMP). This process produces mechanical pulp which is stronger than the traditional stone groundwood pulp, and therefore allows replacement of some or all of the sulphite pulp in newsprint with mechanical pulp, raising the overall yield on wood and reducing the effluent BOD substantially.

The principal recent development in sulphite pulping technology has been the development of several **higher yield** processes to replace the traditional low-yield sulphite pulp used for the production of newsprint. These processes reduce the BOD discharges substantially, while avoiding the need for chemical recovery systems.

Consolidated Bathurst Inc. and Canadian International Paper Co. have both developed ultra high yield variations of the previously established sulphite process, and have full scale systems in operation. Ontario Paper Co. has developed the OPCO process which replaces the traditional sulphite pulp in newsprint furnish with a treated thermo-mechanical pulp. The first full-scale mill using this process is presently under construction in Quebec.

No major changes have occurred in the past 10 years in the kraft pulping process, but the equipment used has been developed to increase the practical limits on pulp washing efficiency and reduce discharges of organic material due to foam and overflows. **Continuous digesters** incorporating **diffusion washers** have become widespread and other more recent equipment improvements are gaining acceptance. Most new mills have installed this equipment, which produces effluents with lower BOD and suspended solids than traditional equipment. Some older mills have replaced obsolete equipment to improve black liquor recovery and reduce effluent discharges.

Chemical Recovery

Recently installed kraft chemical recovery systems are more generously dimensioned than was normal in the past, which allows recovery and incineration of higher proportions of the residual organics removed from the wood in the pulping process. Most recently installed recovery systems use **low-odour** extended economy recovery furnaces, which reduce malodorous gas emissions and raise thermal efficiency compared with the traditional boiler with a **direct contact evaporator.** Several scrubbers have been installed for the recovery of particulates, hydrogen sulphide emissions and heat, mostly in older

mills. In the chemical recovery area, most new installations are based on one large single line of equipment, rather than two or more smaller units in parallel. This simplifies operation and facilitates the application of modern computer control systems, stabilising the operation and reducing accidental discharges to the environment.

To overcome the capacity limitations of an older recovery furnace, one mill has installed a fluidised bed reactor in series with the recovery furnace to oxidise the organic material in a portion of the black liquor.

Most of the larger, low yield sulphite pulp mills have installed chemical recovery systems, primarily to reduce effluent BOD and toxicity. Fluidised bed reactors have been installed to incinerate waste pulping liquors in a few cases.

Pulp Washing and Screening

The design and operation of the washing and screening department is one of the key factors in minimising kraft mill effluent BOD and toxicity, and in recovering the maximum amount of energy from the waste liquor. The equipment used has changed radically over the past ten years, with diffusion washers and pressure screens becoming the industry standard for new installations as the washing and screening systems move towards a "pipeline" processing concept.

Continuous diffusion washers have become the predominant equipment for new kraft mill installations, and have facilitated the reduction of both continuous and accidental discharges of black liquor solids, reducing the raw effluent BOD and toxicity relative to the values common in effluents from older drum washing systems. They also eliminate the high volume emissions of malodourous gases which characterise the traditional drum type brown stock washer system.

Closed pressure screens have been installed in most of the newest washing and screening departments in both chemical and mechanical pulp mills. Although they have no direct environmental effect, accidental losses and foam overflows are lower than with the traditional open centrifugal screens. This is particularly important in the case of kraft pulp systems, since the foam can be a significant source of BOD and toxicity in the mill effluent.

Pressure diffusion washers and Fourdrinier type flat belt washers have been introduced, and both offer the potential for better washing than the conventional drum washers, with lower accidental discharges and lower malodorous gas emissions. It remains to be seen how they will compete with the diffusion washers on the market.

Bleaching

Many kraft mills have modified their bleach plants in the past ten years to reduce effluent flows, primarily to save energy. This generally reduces effluent treatment costs also, and may improve the efficiency of some effluent treatment systems slightly. Several mills have also added chlorine dioxide generation capacity and substituted chlorine dioxide for some of the chlorine in the first bleaching stage, with the objective of reducing effluent toxicity. One Canadian mill now uses an oxygen delignification stage prior to the bleach plant, which results in higher proportions of the organic residues from pulping being recovered and incinerated in the recovery boiler than in conventional kraft mills.

Complete recycle of bleach plant effluent using the Rapson-Reeve concept has been adopted by one mill in Ontario to avoid the need for a biological treatment system.

Papermaking

The most environmentally significant papermaking development in recent years has been the **replacement of low-yield sulphite pulp** by mechanical pulp and high-yield sulphite pulps in newsprint. This has reduced the BOD of newsprint mill effluents by up to 60%, although it does not usually bring the mill into compliance with the Federal Pulp and Paper Effluent Regulations, since the permitted BOD discharge for the less polluting high-yield sulphite and TMP processes is lower than it was for the traditional low-yield sulphite process.

A wide variety of pulp blends are now used for newsprint manufacture, as illustrated in the following table prepared from published data for operating mills.

Many mills have installed paper machines with twin wire formers or converted older Fourdrinier formers to twin-wire designs, with the objective of improving product quality. This type of machine generally raises the consistency of the white water system which tends to increase fibre losses. However, in most cases the mill white water system has been modernised simultaneously, so that there was a reduction in suspended solids discharge due to the installation of the twin wire formers.

A few of the recently built mills have installed centrifugal blowers instead of the traditional liquid ring vacuum pumps, which reduces effluent volumes and suspended solids discharges.

RANGE OF NEWSPRINT FURNISHES ON VARIOUS PAPER MACHINES

Machine No.	Speed (m/min)	Basis Weight (g/m^2)	Efficiency (%)	Pulp Type * (% of total)							BOD (kg/t)
				SGW	RMP	TMP	SCMP	LYS	HYS	SBK	
1	1048	48.3	82	3	-	80	-	-	-	17	24
2	936	48.7	82	52	-	41	-	-	-	7	17
3	918	48.6	80	-	-	87	-	-	-	13	24
4	913	48.7	79	-	-	100	-	-	-	-	25
5	911	45.1	86	-	-	100	-	-	-	-	25
6	858	46.9	79	-	-	92	-	-	-	8	25
7	844	48.7	81	64	-	-	31	-	-	5	32
8	841	48.6	81	-	80	-	-	20	-	-	72
9	814	48.8	78	76	-	-	-	-	24	-	39
10	742	48.4	75	50	-	26	-	-	24	-	43
11	683	46.2	89	44	-	34	-	22	-	-	79
12	653	48.7	87	68	-	-	-	-	33	-	50
13	584	48.7	81	62	-	-	35	-	-	3	35
14	583	47.1	75	21	-	51	-	-	28	-	51

* SGW = Stone Groundwood; RMP = Refiner Mechanical Pulp; TMP = Thermomechanical Pulp; SCMP = Sulphonated Chemimechanical Pulp; LYS = Low Yield Sulphite Pulp (48% nominal yield); HYS = High Yield Sulphite Pulp; SBK = Semibleached Kraft Pulp.

Steam and Power Plants

The most significant development with respect to the environment has been the installation of a number of large, **modern hog fuel boilers.** These have effective emission control devices and usually replace older, smaller boilers and "teepee" wood waste burners, resulting in a substantial reduction in particulate emissions. Many of the hog fuel boilers replace oil burning facilities, either on-site or at a remote utility power station, leading to a net reduction in sulphur dioxide emissions, since hog fuel is sulphur free.

Characteristics of Total Mill Effluent

The characteristics of the effluent from a complete mill operation depend on the processes used, the operating practices, the equipment and the production rate. The following tables summarise typical effluent data, prior to any external treatment facilities, for bleached kraft pulp mills and for newsprint mills, which are the two predominant types of mills in Canada. The data in these tables are discussed in Section 9.

KRAFT MILL EFFLUENT BREAKDOWN

	Older Mill			Maximum In-plant Control		
	Flow (m^3/t)	SS (kg/t)	BOD (kg/t)	Flow (m^3/t)	SS (kg/t)	BOD (kg/t)
Wood Preparation (wet)	15	90	16	-	-	-
Wood Preparation (dry)	-	-	-	5	2	1
Pulping (non-process)	10	3	3	5	0.2	0.1
Washing and Screening	15	5	15	3	0.3	0
Contaminated Condensates	10	0	15	-	-	-
Evaporator (non-process)	20	0	5	3	0	1
Recovery Furnace/Power Boiler	15	0	0	5	0	0
Bleaching CEDED	75	1	25	-	-	-
Bleaching OC_dEDED	-	-	-	10	0.2	10
Recausticising (process)	2	10	5	0	0.1	0
Recausticising (non-process)	5	1	0	2	-	0
Pulp Dryer	15	10	1	3	0.2	0.1
Accidental Losses	20	30	30	10	5	5
TOTALS	202	150	115	44	8	17.2

External Effluent Treatment

There have been no major developments in effluent treatment technology affecting the classic parameters of suspended solids, toxicity, and BOD, although one new

NEWSPRINT MILL EFFLUENT BREAKDOWN (All quantities expressed per tonne newsprint)

	Older Mill			Groundwood +85% Yield Sulphite			TMP with Maximum In-plant Control		
	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)
Wood preparation									
(wet)	15	40	8	13	35	7	-	-	-
(dry)	-	-	-	-	-	-	2	1	1
Sulphite pulping	100	1	75	20	1	25	-	-	-
Mechanical pulping	70	30	8	65	27	6	5	5	19
Papermaking	25	15	1	25	15	1	5	1	1
Non-process water	50	1	0	40	1	0	10	0	0
Accidental losses	20	10	0	15	7	0	5	2	0
TOTALS	280	97	92	178	86	39	27	9	21

system for removal of effluent colour has been commissioned at a Canadian mill. The reductions in discharges to receiving waters have been achieved by a combination of the in-plant measures discussed above and much more widespread application of the same effluent treatment technology that was used in the early 1970's. A number of mills have attained compliance with effluent control regulations through in-plant measures alone, and some others are implementing programs to do so.

Kraft Mill Odour Control

Many Canadian mills now collect and incinerate the highest concentration malodorous gases, those from the digester and evaporators. Most mills use their lime kiln as an incinerator, so that some energy is recovered, rather than using a dedicated incinerator as was practiced in the early 1970's.

Some mills also collect and incinerate the high volume, low concentration malodorous gases from other sources such as the black liquor storage tanks and the brownstock washer systems. These are burned in one of the boilers, but the practice is usually a net energy consumer, since relatively large volumes of wet air have to be handled with the malodorous gases.

Computer Applications

Process simulation models are being used increasingly for mill design, and have been used in several cases to design white water systems to minimise suspended solids discharges. Their principal environmental advantage is that they allow detailed analysis of the process design and operation of a mill, leading to more effective recycle of process wastes and reducing the accidental losses which characterise so many mill start-ups.

Computer control is used extensively in paper mills, and for control of digesters. It is also used in several other departments in a few mills to various degrees of sophistication. This is generally helpful in stabilising the process, and many of the parameters that are controlled by the computers allow better control of discharges. The improved process stability and increased operational supervision attainable with well-designed computer control systems tends to reduce accidental losses to sewer. However, no computer control systems have been installed primarily for environmental reasons. Several mills have computerised the preparation of the routine environmental reports required by regulatory authorities to reduce the paperwork burden.

Energy Implications

The total purchased energy consumption for the average pulp or paper mill in Canada is about 14 GJ/t product.

Generally, the application of environmental protection measures in the industry has had little effect on energy consumption. External treatment systems consume about 0.2 GJ/t product at most mills where they are installed, but most in-plant measures consume negligible energy and some result in minor energy economies. The effect of air pollution control systems on mill energy consumption is usually a very small proportion of the mill total.

There has been a reduction of over 25% in the total amount of oil burned in the pulp and paper industry in the past ten years, which has reduced sulphur dioxide emissions proportionately. This has been partly due to replacement with hog fuel, and partly due to energy conservation measures which have reduced the requirements for steam in the manufacturing process.

1 INTRODUCTION

1.1 Background and Definitions

This review summarises recent developments and presents data on the more advanced pulp and paper technology now available in Canada. For the purposes of this report, state-of-the-art is defined as a process, system or piece of equipment already operating in at least one full-scale installation or very large (over 100 t/d equivalent pulp) pilot plant. Some current research work which appears to be approaching commercialisation is also discussed briefly, and some data from the manual, "The Basic Technology of the Pulp and Paper Industry and its Environmental Protection Practices" (Report No. EPS 6-EP-83-1), has been repeated where appropriate. It is assumed that readers are familiar with the pulp and paper industry, or have access to the manual.

In accordance with Canadian government policy, all data are reported in the International System of units (abbreviated SI). Reference 1 provides a brief summary of the the conversion factors which are in frequent use in the pulp and paper industry, and references 2 and 3 provide extensive detail. Some convenient conversion factors and abbreviations are appended. The word "toxic" is normally used in the context of the Federal toxicity standard defined in Schedule D of the Pulp and Paper Effluent Regulations (1).

1.2 The Canadian Pulp and Paper Industry in 1983

The Canadian pulp and paper industry is in the midst of its worst economic period since the 1930's. The industry has historically been cyclic, and is to some extent dependent on the general economic situation in Canada, the United States and overseas, so there is reason to hope that the economic picture will improve in the medium term. The current numbers and types of mills in Canada are summarised in Table 1.

The current and estimated future capacities for all the significant grades of pulp and paper are shown in Table 2, which is based on data published by the Canadian Pulp and Paper Association, Montreal.

1.3 Status of Compliance with Environmental Regulations

The status of mills' compliance with the Federal Pulp and Paper Effluent Regulations (4) is summarised every second year in reports by the Environmental Protection Service, Environment Canada. The most recent was published in July 1982 (5). This indicated that slightly over half the mills, representing 57% of the total production,

TABLE 1 SUMMARY OF TYPES OF CANADIAN MILLS

	Paper & Board	Pulp Mill	Sulphite	Kraft	Semi-Chem.	Stone GWD	Other Mechanical	Misc.
Alberta	3	2		2	-	-	-	-
B.C.	11	26	1	17	-	6	3	2
Manitoba	4	4	1	1	-	2	-	-
N.B.	6	10	3	4	2	4	1	-
Newfld.	3	2	2	-	-	2	1	-
N.S.	5	5	2	-	-	3	2	-
Ont.	35	26	7	9	3	11	2	5
Que.	51	44	17	12	1	22	10	6
Sask.	-	1	-	1	-	-	-	-
TOTALS	118	120	33	46	6	50	19	13

were in compliance with suspended solids regulations, and about three-quarters of them, representing 72% of total production, were in compliance with BOD regulations. It is anticipated that about 80% of the mills, representing 80% of the total production of the pulp and paper industry in Canada, will be in compliance with the current regulations by 1986 (5).

No comparable nationwide reviews of the status of compliance with atmospheric emission regulations have been done.

TABLE 2 CANADIAN PULP, PAPER AND PAPERBOARD CAPACITY
(1000 metric tonnes)

Grades	1981	1982	1983	1984
Pulp				
Dissolving and special alpha	303	316	320	324
Sulphite paper grades	2580	2518	2499	2479
Bleached	(461)	(467)	(484)	(495)
Unbleached	(2119)	(2051)	(2015)	(1984)
Sulphate paper grades	10220	10381	10662	10827
Bleached softwood	(6371)	(6518)	(6807)	(6948)
Semibleached softwood	(1106)	(1138)	(1122)	(1128)
Bleached hardwood	(955)	(953)	(952)	(986)
Unbleached	(1788)	(1772)	(1781)	(1765)
Semichemical	445	449	462	485
Mechanical for paper/board	8876	9600	10140	10395
Stone groundwood	(6413)	(6190)	(6333)	(6257)
Atmospheric refiner	(725)	(664)	(597)	(503)
Thermomechanical (TMP)	(1738)	(2746)	(3210)	(3634)
Mechanical for building paper/board	537	537	537	537
Groundwood and atmos. refiner	(231)	(231)	(231)	(231)
Defibrated and exploded	(306)	(306)	(306)	(306)
Total pulp capacity	**22961**	**23801**	**24620**	**25046**
Paper and Board				
Newsprint	9499	10020	10475	10500
Printing and writing	1679	1790	1952	2175
Kraft papers	566	553	558	558
Sanitary tissues and specialities	467	496	509	527
Containerboard	1884	1918	1988	2041
Boxboard	792	796	813	821
Total excluding building papers	**14878**	**15573**	**16295**	**16622**
Building and other grades	711	715	720	720
Total paper and board capacity	**15589**	**16288**	**17015**	**17344**

2 FORESTRY AND WOOD PREPARATION

2.1 General

Forestry operations cover extensive areas of Canada, and their environmental impact is quite different from that of pulp and paper mills. Whereas the environmental impact of a pulp or paper mill depends primarily on the effluents, gaseous and solid wastes discharged, forestry operations themselves have a significant environmental impact. Mill discharges can be defined and regulated by relatively precise scientific standards, leaving the mill designers and operators free to use any technology and equipment they prefer to comply with these standards. Characterisation of the environmental protection aspects of forestry operations is more complex, since it inevitably involves definition of regeneration, planting, cultivation and harvesting techniques and practices. The effects of changes in forest management practices are not usually evident for many years and the full impact may not become apparent for up to 100 years.

Wood preparation at the mill site is described in Reference 6, and a discussion of the current state-of-the-art is included at the end of this section.

2.2 Forest Resources

Canada has the second largest softwood forests in the world, of which about two million acres are harvested annually. Most of this forest is owned by provincial governments, and the timber is harvested by the pulp and paper companies, as well as other users, under various licensing arrangements.

It is anticipated that the world demand for wood will increase by 50 - 100% by the year 2000 but Canada may not be in a very good position to meet this increased demand for forest products. Emerging timber deficits have been identified in eleven areas in Canada by the Canadian Forestry Service (7).

The current status of softwood utilisation is summarised in Table 3. This is generally accepted by foresters as a reasonable estimate of the production of unmanaged natural forests in Canada. At present, much of the forest in Canada is left to regenerate naturally after harvesting, and a small proportion is cleared and scarified to promote natural regeneration. Table 3 demonstrates that the current rate of harvesting softwoods in the Maritimes far exceeds the rate of production of timber, and similar data apply to many of the more intensively developed forest areas in the rest of Canada. If the demand for wood grows as predicted, it is clear that the Canadian forests will be unable to expand production to supply the market, unless the forest yields are improved substantially.

TABLE 3 PRELIMINARY ESTIMATES OF SOFTWOOD TIMBER AVAILABILITY (7)

	Availability (million m^3)*					
	Annual Allowable Cut	Harvest 1979	Theor. Reserve	Econ. Inaccess.	Other Offsets	Adjusted Reserve
Newfoundland	3.7	2.3	1.4	2.1	-	(0.7)
Nova Scotia	2.8	4.1	(1.3)	-	-	(1.3)
New Brunswick	7.1	7.4	(0.3)	-	-	(0.3)
P.E.I.	0.2	0.2	-	-	-	-
Quebec	37.9	29.7	8.2	7.0	-	1.2
Ontario	27.1	19.3	7.8	6.4	1.4	-
Manitoba	5.4	1.6	3.8	2.9	-	0.9
Saskatchewan	3.9	2.4	1.5	0.9	0.6	-
Alberta	14.6	6.7	7.9	1.8	-	6.1
B.C.	99.4	76.0	23.9	15.9	7.5	-
Territories	3.1	0.2	2.9	2.4	-	0.5
Total	205.2	149.9	55.3	39.4	9.5	6.4

*Bracketed values are deficits

The developing wood shortages make it necessary for mills to use greater quantities of partially rotten wood and small wood, which increases the BOD and suspended solids of woodroom effluents and hinders the application of dry barking.

Some of the forest land in Canada and the Northern U.S. are intensively managed to increase wood productivity. The data in Table 4 indicate the increases attained to date in a typical case. The existing Canadian plantations demonstrate the potential for forest management, but they are too small to contribute significantly to the wood production. There are a few large plantations in New Brunswick, Ontario and British Columbia. Plantation-grown trees are relatively free of rot and are more readily debarked at the mill by dry barking processes than naturally grown wood, leading to improved effluent quality.

A small but increasing proportion of Canadian forests are now being efficiently managed. For example, Ontario is in the process of negotiating forest management agreements with the major users (8).

TABLE 4 TYPICAL FOREST PRODUCTIVITY

	Cubic metres per hectare	Age	Mean Annual Increment (m^3/ha)
Natural stands	179.12	70	2.597
Natural stands + cleaning	223.90	40	5.553
Plantations	313.46	40	7.792

Many of the aspects of forest management have little direct impact on the environment but management practices such as logging and the use of herbicides can affect watercourses and human health. These topics are discussed separately in the following sections.

2.3 Herbicides

There is currently very little use of herbicides in Canadian forests, but developments in forest management indicate that their use is likely to increase. Herbicides are important tools required by forest managers to effectively implement the intensive forest management practices necessary for the achievement of the harvest level targets endorsed by the Canadian Council of Resource and Environment Ministers in 1979. However, they are chemicals similar to pesticides, with the potential for adversely affecting other components of the forest ecosystem than the intended targets. Their availability and use is regulated to ensure that they do not have an adverse impact on environmental quality or on human health.

The regulatory aspects of herbicide and pesticide registration, use, and control in Canada are complex. Over 100 federal, provincial and municipal laws have varying degrees of authority over the safe use or consequences of use of pesticides and herbicides. The following are of major concern to forestry:

The Pest Control Products Act

The principal federal law concerned is the Pest Control Products Act, which is administered by Agriculture Canada. All herbicides used in Canada, whether for agricultural, forestry, commercial or domestic use must be registered under this act. The Act was brought into force in 1939, and revised in 1972. The revised regulations gave much more emphasis to environmental concerns than did the earlier

version, and forced a much closer look at the toxicology of pesticides and their potential impact on non-target species, including humans, than had been the case in the past.

A number of other federal acts further regulate the use of pesticides in specific situations in Canada. Three of these are of primary concern to forestry:

The Environmental Contaminants Act

This act is administered jointly by Environment Canada and Health and Welfare Canada. It is concerned with environmental and human health hazards associated with pesticide use not covered by other existing legislation. This act could be used, for example, where the Pest Control Products Act did not have adequate powers to deal with a significant source of environmental pollution.

The Fisheries Act

The legal responsibility for administering this act lies with Fisheries and Oceans Canada. However, Environment Canada and some provincial agencies are involved in its administration. Section 33 prohibits the deposit of deleterious substances of any type into water frequented by fish and can be used to control or limit the use of pesticides.

The Migratory Birds Convention Act

This act, which is administered by Environment Canada, is similar to the Fisheries Act in that it regulates the use of materials, including pesticides, in areas frequented by birds.

In addition to these and other federal laws, most provinces now have complementary provincial laws which satisfy their particular requirement with respect to pesticide use.

Recent data (9) report that 16 520 t of herbicides were used in Canada in 1980. Of this, about 79 t or 0.48% were used in forestry with the remainder used in agriculture. With insecticides, the picture is similar; forestry used only about 4% of the amount of chemical insecticides used in agriculture. Due to the relative sizes of the agricultural and forestry markets for pesticides, and the greater stability of the agricultural market, the pesticide industry concentrates its development on materials that show good promise for agricultural use.

Herbicides are developed by the manufacturers who are also responsible for generating the data necessary for registration of the chemical before it can be marketed.

Prior to registration of a herbicide the formulation of the active ingredient and the physical and chemical properties must be defined. Extensive studies are performed to determine acute and chronic toxicities to a range of standard laboratory species (rats, mice, ducks, quail, fish, etc.) via a variety of exposure routes which are used to assess the herbicide's potential toxicity to humans and other non-target species.

These studies usually take about three to four years to complete and cost several millions of dollars. If the resulting data continue to indicate that the material is not likely to cause significant human health or environmental problems, and is likely to be cost-effective in comparison to other products on the market, the material is then subjected to field tests to:

a) investigate its impact on non-target, naturally occurring species in the environment in which it will be used;
b) determine its persistence and fate in various components of the agricultural environment; and
c) determine risks for occupational and bystander exposure.

This level of testing requires from three to five years to generate the additional technical data required for registration with the Pesticides Division of Agriculture Canada. Other branches within Agriculture Canada, Health and Welfare Canada, Environment Canada, and Fisheries and Oceans Canada co-operate in reaching a final decision of acceptance or rejection of registration.

2.4 Logging Practices

Most of the provincial authorities restrict or prohibit logging close to watercourses, control road building practices, and define procedures to be followed to minimise soil erosion and damage to fishing and spawning grounds. These vary widely from province to province, and in some cases are site-specific.

2.4.1 Full Tree Logging. Full-tree logging is becoming more common because it is compatible with increased mechanisation. Using conventional logging methods, trees are felled and then de-limbed on the spot, leaving the needles on the site. With full-tree logging, the tree is felled and then hauled away in its entirety, to be de-limbed by a central machine. The branches and needles accumulate around the de-limbing machine in relatively small concentrated areas. Since most of the essential nutrients taken up by the tree from the soil accumulate up in the needles, the consequences of full tree logging could be environmentally significant. If the needles are not left to decompose around the

tree stumps, so that they are widely dispersed over the logged area, the drain of nutrients from the site is substantially increased. On a rich site, this may be of very little consequence, but in Canada many boreal forest sites are very low in the most essential tree nutrients (nitrogen, phosphorus, potassium, magnesium, calcium, and sulphur) and they can ill afford the increased depletion caused by full tree logging. These nutrient-deficient sites could, of course, be fertilized after logging, but this would involve additional expenditure.

2.4.2 High Flotation Tires for Logging Machines. Logging machines can incorporate features intended to reduce environmental damage due to logging. For example, recently developed skidders using 1.5 m wide, low-pressure flotation tires travel over the root mat on soft ground, reducing fuel consumption and the tendency to become bogged down. Besides productivity and cost advantages, the flotation tires also reduce:

- wood breakage,
- soil compaction (improving regeneration and future growth rates), and
- soil erosion.

Ongoing tests are aimed at determining life, economy and areas of application for different types of tires.

2.5 Wood Preparation

2.5.1 General. After delivery to the mill, the wood is stored prior to use. For virtually all production processes, it is essential to remove the bark, and for all processes, except stone groundwood, the wood must be chipped prior to pulping.

The debarking and chipping processes are described in reference 10. The remainder of this section discusses the environmental and energy conservation aspects of the alternative processes and the current trend towards the use of dry debarking techniques.

The cost of treating the effluents from traditional wet debarking systems to comply with environmental regulations has led many mills to convert to dry debarking. While dry debarking does not completely eliminate the woodroom effluent, it reduces the suspended solids, toxicity and BOD in effluents by about 80% to 98%. Most of the new mills constructed since 1975 in North America have selected the dry process.

Wet debarking systems generally produce cleaner wood than the dry systems, particularly in Canadian winter conditions, and this is the principal advantage of the wet process. All mills prefer to minimise the bark content of wood supplied to the pulp mill,

but there is no absolute standard, since the amount of bark that can be tolerated varies with the pulping process at the mill, the facilities for cleaning pulp and the quality requirements of the product. The performance of debarking machinery is not easily regulated, but to the extent that it can be adjusted, higher standards of bark removal can be achieved at the expense of increased wood loss and lower production rates.

2.5.2 Debarking Quality. The effectiveness of debarking is normally expressed as the percentage weight of bark remaining on the wood. The determination of residual bark involves manually separating visible bark from samples of chips and weighing each fraction. The procedure is rather tedious and subject to sampling error, since wood fed to a pulp mill is rarely homogeneous, and the practical size of sample is extremely small.

Sulphite pulping has little effect on bark and, therefore, allows much of it to pass on to the papermaking area, where it is expensive and difficult to remove effectively with conventional centrifugal cleaners and screens. In the case of dissolving sulphite grades, the bark content of the wood must be very low, about 0.2%, since some of the components can seriously affect the pulp quality. Newsprint grade sulphite pulp is rather more tolerant, and objectives for bark content are typically in the 0.3% to 0.5% range.

In the case of mechanical pulping, a bark content of up to 0.5% is often considered acceptable. Where the mill bleaches the mechanical pulp, somewhat more bark can be tolerated, but the additional bleaching cost can be significant. Refer also to Section 6.

In groundwood pulping, bark that remains on the wood appears as specks of dirt in the final product, and can, to a large extent, be removed by the more efficient centrifugal cleaners being installed in modern mills. An existing mill which converts a wet debarking operation to dry would often have to simultaneously upgrade its cleaning system.

The presence of bark in chips used in a thermomechanical pulp (TMP) process does not show up as dirt specks like those that appear in the product from sulphite pulp, stone groundwood or refiner mechanical pulp, but rather as a reduction in pulp brightness. The extent of the brightness loss depends upon whether the bark is green or seasoned and on the presteaming temperature used in the TMP process (see Figure 1). A bark content of 1% can result in a brightness loss of up to 4 points.

The loss in brightness of TMP due to the bark content cannot be overcome by hydrosulphite treatment, but peroxide bleaching appears to have a brightening effect on the residual bark.

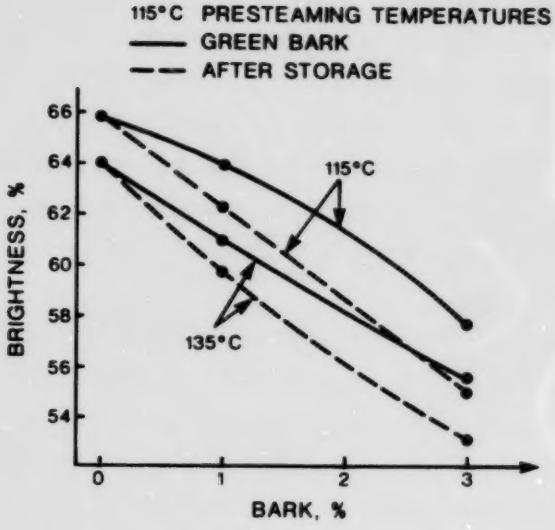
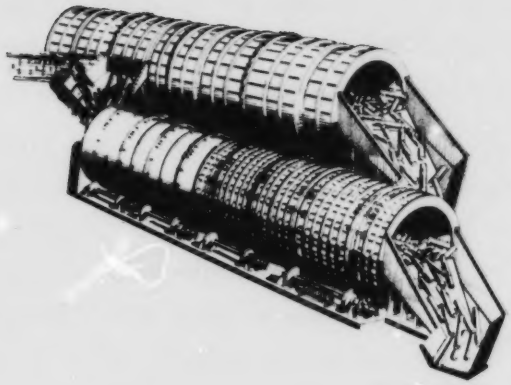


FIGURE 1 EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS OF UNBLEACHED THERMOMECHANICAL PULP (11)

Most bleached kraft mills specify that the bark content of their furnish should not exceed 1%. Some operate successfully with several percent bark in the wood feed, but this leads to higher consumption of cooking chemicals. Where the mill production is not limited by the capacity of the chemical recovery system, this may be acceptable. However, in limited recovery mills, the additional load on the recovery system can lead to production losses or increased BOD discharges, thus destroying the environmental advantages of dry barking.

Unbleached kraft mills and neutral sulphite semichemical (NSSC) mills can tolerate relatively large amounts of bark in the wood from the point of view of product quality, although the above comments on the effect on the recovery system load are applicable.

2.5.3 Debarking Techniques. On the British Columbia coast, dry debarking of larger logs is normally accomplished by mechanical ring debarkers and wet barking by high pressure hydraulic jets. In the rest of Canada, and on the west coast for small logs, drum debarkers as shown in Figure 2 are generally used. There is little difference between the drum used for wet or dry debarking, but the capacity of any given drum is generally reduced by up to 50% if it is converted from wet to dry debarking. In some cases, this



The drum in the foreround is suitable for wet or dry debarking, and the background one for dry debarking only.

FIGURE 2 DRUM BARKERS (Hooper)

would require a mill converting to dry barking to install additional drums at a capital cost in the order of $1 million each, including auxiliaries. However, largely due to the trend for mills to purchase increasing quantities of sawmill chips, many mills already have spare barking capacity, and can therefore overcome the capacity limitation relatively easily. Debarking techniques and their environmental significance are discussed at length in reference 10.

Most of the bark removed from logs in pulp and paper mills is used as hog fuel, and it is therefore desirable that it be as dry as possible. Surprisingly, the moisture content of hog fuel from dry woodrooms is only a few percent lower than that from wet debarking operations which have efficient bark presses. However, due to the cost and difficulty of maintaining them, many bark presses are inefficient for much of their operating lives so that the annual average solids content of hog fuel produced from dry woodrooms is probably only about 10% higher than that from wet systems.

The final moisture content of the recovered bark is affected by the method of transport and storage of the logs, since bark that is thoroughly soaked by lengthy water transport and storage tends to retain some of the water, even after bark pressing and dry barking operations.

There is no absolute limit on the moisture content for bark which is to be burned, but the net heat produced is reduced as the moisture content increases. Auxiliary fossil fuel must be burned with the bark to maintain combustion when the bark is very wet. The limiting dryness at which this occurs depends on furnace design, but is typically about 40% OD (oven dry). Although some furnace designs can burn wet bark successfully, fluidized bed systems being very effective in this respect, it is always thermally inefficient to burn very wet material, due to the energy loss to the atmosphere with the evaporated water.

In addition to the obvious energy economy achieved by burning dry hog fuel, there are some environmental advantages, such as more complete combustion in the furnace, less fly ash, and correspondingly lower particulate emissions. In addition, reducing the water content of the fuel reduces the boiler stack gas flow, which usually improves the efficiency of the particulate emission control device.

2.5.4 Debarking Effluents. Traditionally, many mills debarked most of the wood in summer to minimise the difficulty of handling frozen wood and to co-ordinate with river-driven supplies. Increasing numbers of mills now have wood delivered by truck and debark it all year round. Some mills operate in an intermediate mode with lower debarking rates in winter. The main reasons for the move away from seasonal debarking have been to reduce inventory costs and to stabilise employment.

In most cases, it is necessary to wash the logs after dry debarking, but the effluent generated by this operation has much lower BOD and suspended solids content than that from a wet barking operation. In many Canadian mills heat must be used in the winter to thaw frozen bark, and the most practical method of doing this is to use a warm effluent such as bleach plant caustic extract, newsprint machine white water or equipment cooling water. The effluent from thawing contains suspended solids, has some BOD, and is slightly toxic.

Table 5 provides typical comparative values for the different debarking processes and Table 6 for the improvement in effluent quality achieved by a conversion from wet to dry debarking. More extensive data is included in reference 10.

In many cases the effluent flow from dry debarking installations is as high as that from a wet system of the same capacity, but is much less contaminated. The flow from both systems depends more on the degree of recycle practised in the woodroom than on any other factor.

TABLE 5 COMPARISON OF BARKING PROCESSES

Parameter		Units	Wet Drum	Dry Drum	Hydraulic Jet	Mech. Ring	PAPRIFER Chip Debarking
Effluent Flow		m^3/t	3-20	0-5	5-15	0-2	0
Suspended Solids		kg/t	15-50	0-10(6)	10-30	0-3	0
BOD		kg/t	5-10	0-3 (6)	1-4	0-1	0
Toxicity		LC_{50}	<10%	(8)	<10%	(8)	0
Energy Consumption (3)		kWh/t	20	21	21	3	60
Dryness of Bark (7)		%OD	40-55	50-55	40-55	50-55	40-55
Reported Operating Cost (3)		$/t	2.15	2.15	1.15	0.60	-
Residual	-Softwood summer	%wt	0.5-1	0.5-1	0.1-0.4	0.2-0.5	2
Bark	-Hardwood summer	%wt	0.5-1	1-2	N/A	-	5
	-Softwood winter	%wt	0.5-1	1-2	N/A	0.5	2
	-Hardwood winter	%wt	0.5-1	1-4	N/A	-	5

Notes:
1) These data are typical for full scale installations, assuming that barker is suitable for the local wood supply.
2) Effluent data excludes BOD and suspended solids from other sources (e.g., organics introduced by use of bleach plant filtrate in woodroom).
3) 1977 costs from reference 10.
4) "t" refers to oven dry tonnes of wood.
5) N/A = Not generally used in these conditions.
6) Upper limits are due to use of flume to handle logs.
7) Lower limit reflects difficulty of maintaining high efficiency in bark presses.
8) No data available; toxicity is probably low.

TABLE 6 TYPICAL NEWSPRINT MILL WOODROOM EFFLUENT DATA FOR WET AND DRY DEBARKING

Effluent Parameter	Units	Wet	Dry	Reduction
Flow	m^3/d	7 800	3 700	50%
Suspended Solids	kg/d	12 700	3 200	75%
BOD	kg/d	2 100	310	87%
pH		5.8	5.3	-
Toxicity		toxic	toxic	-

Note: Data based on 500 t/d newsprint production

The quantity of heat that has to be introduced into the system to thaw the logs sufficiently is an important constraint on recycling log wash water in Canadian winter conditions. It is necessary to prevent the formation of ice within the woodroom, so sufficient heat must be input in the water to compensate for the fact that the logs enter at temperatures well below freezing, perhaps encrusted with snow and ice. In addition, if the debarking capacity is limited, the water system temperature must be maintained well above 0°C to thaw the outer layers of the log quickly enough to soften the bark while in the barking drum. A simple heat balance demonstrates that a flow of at least 1 m^3/t wood is required to maintain a reasonable temperature in the water system if 40°C effluent from another department is to be used to thaw the logs. In practice several m^3/t may be required. It is possible to heat the water in the woodroom system by direct steam addition, which was formerly common practice, but the energy cost can be high. A steam requirement of 10 t/h in a 500 t/d pulp mill would not be unusual, costing about half of a million dollars per year, if waste heat were not used to supply de-icing heat to the woodroom. To some extent, a trade-off occurs between debarking capacity and amount of heat supplied for de-icing since incomplete removal of ice reduces debarking equipment efficiency.

The quantity of suspended solids contained in the untreated woodroom effluent depends on the wood species, the extent of internal recycle and whether the wood has been land driven or water driven, since the latter can remove up to 50% of the bark.

The BOD and toxicity of debarking effluents varies widely, and there is little correlation between these effluent parameters and species or operating conditions, except that the less time the bark spends in contact with the water in the system, the less contaminated the effluents are. The difference between the dry and wet operations in this respect is apparent in the data in Tables 5 and 6, where the "dry" processes would use the water primarily for washing showers.

Typically, converting a wet process woodroom to dry barking reduces the suspended solids content of the untreated effluent from 10-50 kg/t wood to a few kg/t, and reduces the BOD by about 8 kg/t. The toxicity of the effluent from a woodroom using the dry process is typically less than 20% of that from a wet woodroom.

In those cases where the logs are neither thawed nor washed, the effluent from a dry barking system can be zero, but this implies a summer only operation and/or a relatively high bark tolerance level, such as in a linerboard or NSSC mill.

The relative impact of the barking process on total mill effluent depends to some extent on the type of mill as well as on the effluent treatment system. The effluent

from wet debarking systems can be improved to comply with typical current regulations by conventional effluent treatment techniques as discussed in Section 9.

2.6 Debarking of Whole-Tree Chips

To date, whole-tree chips have been fed to the digesters along with all the associated bark, foliage, and grit. However, the Pulp and Paper and the Forest Engineering Research Institutes of Canada have jointly developed the Paprifer process for the removal of bark from chips (12). The process consists of separating the bark from the chips in a highly agitated vessel filled with water, similar to a waste paper pulper. The debarked chips are separated from the water/bark mixture and sent to the pulp mill.

The bark removed is dewatered to about 50% moisture and used as hog fuel. Although the process is water based, and therefore would technically be classified as wet barking, there is no discharge to sewer. The only discharges are the pressed hog fuel and about 0.8 m^3 water per tonne wood which is absorbed by the chips and enters the digester. The organic material which is extracted from the bark in traditional wet processes, and causes the BOD of the effluent, will be contained in this water, and therefore will ultimately be incinerated in the recovery boiler. The pressate from the bark dewatering equipment is returned to the debarking system. Comparative data is presented in Table 5.

The use of chips from the Paprifer process in kraft mills suffers the same disadvantages as the direct use of whole-tree chips, but to a much lesser extent. The advantages of whole-tree chip use are also applicable, and the Paprifer process offers the possibility of increasing whole-tree chip use substantially, where the latter is limited by the total quantity of bark, foliage and grit that the mill process can accept due to recovery or product quality constraints. As well as removing bark, the process removes rotten wood from the chips, which will improve pulp quality in some cases.

The Paprifer process has not yet been applied commercially, but it has been operated extensively on pilot scale. The practical limit of the process is about 2% residual bark, so it is applicable primarily for kraft mills.

3 PULPING SYSTEMS

The principal pulp types are discussed separately. From the environmental viewpoint, the most significant change in the last decade has been the trend towards higher yields in newsprint manufacture, with corresponding reductions in discharges of BOD, suspended solids and toxic materials. There has been a major shift from stone groundwood pulping towards refiner and thermomechanical pulping (TMP) processes in the mechanical sector. Changes in kraft pulping have consisted of evolutionary development; no new processes have been introduced on a commercial scale.

3.1 Mechanical Pulping

3.1.1 Stone Groundwood Pulping. The first commercial grinders were built by Voith in 1852, and were capable of being loaded up to 30 kW. Today there are grinders which use artificial pulpstones 1.8 m in diameter and 1.8 m wide driven by 7500 kW motors.

During the 1970's with the development of TMP, there was a feeling that stone groundwood was dead. This, however, has changed and there is some renewed interest in stone groundwood. It is believed that this interest is the result of the development of the ultra-high-yield pulps, which are making it possible to reduce or eliminate the use of chemical pulp in newsprint furnish. This has a positive effect on the pollution load and enables the use of stone groundwood to produce an acceptable grade of newsprint.

Stone groundwood does have some favourable characteristics, i.e., low energy costs and the high fines content which is desirable for printing characteristics. However, in new installations the trend is very definitely away from grinders and towards refiners.

3.1.2 Refiner Pulping. The first attempt to use disc refiners for the production of mechanical pulps suitable for paper production was made in the 1950's. This demonstrated that it was possible to produce a pulp which was stronger than stone groundwood. The process became known as RMP or refiner mechanical pulping. The best results were obtained using two stages of refining. The first stage reduced the chips to a coarse fibre and the second stage reduced the coarse fibre to individual fibres. It was necessary in the beginning to limit the pulp consistency in the refiner to about 6% so that there would be sufficient water present to cool the refiner. The flashing of steam at any higher consistencies inhibited operation since it was not possible to feed chips against the steam pressure with the design of the refiners then in use.

By 1969, there were 44 RMP plants around the world with a design capacity of 4300 tonnes per day and larger refiners were available, e.g., 120-cm diameter discs with

installed power capacity of 3700 kW. The plants had one, two or three stages of refining.

Acceptance of RMP was relatively slow and there appeared to be two main reasons for this:

a) The pulp was less dense than stone groundwood and this resulted in a bulkier sheet of paper which created problems in the pressrooms.

b) The pulp contained more shives, or fibre bundles, than stone groundwood. These shives can produce a flaw in a sheet of paper which results in the sheet of paper breaking either on the paper machine or in the printing press.

Work on these problems resulted in the development of the TMP or thermo-mechanical pulping process. It involves the presteaming of chips for a short period, typically about three minutes, at 110-130°C and 150-210 kPa and then performing the first stage of refining under pressure, as described in more detail in reference 13.

This was not a new process. It was first developed by Defibrator in 1932 for the production of hardboard and roofing felts (14). It involved the refining of wood chips at approximately 700 kPa and 170°C using a very low power input of less than 1 MJ/kg. At that time, there was no thought of using it for paper grades because of its low brightness.

The use of the lower refining temperature and pressure resulted in the production of long thin fibres. The resultant pulp was substantially stronger than either stone groundwood or RMP and it had a lower bulk and a lower shive content than RMP. Table 7 compares these three pulps made from black spruce and Table 8 compares stone groundwood and TMP made from jack pine.

The data in both tables show the superior characteristics of TMP. The strength properties obtained have two main beneficial effects, i.e.,

a) With spruce chips, the possibility is provided for either reducing or completely eliminating the chemical fibre component in a newsprint furnish, thereby reducing the BOD and the suspended solids in the mill effluent as discussed in Section 7.

b) With jack pine chips, it upgrades the pulp quality obtained from an inferior wood species to a level where it is superior to spruce stone groundwood and it also has the potential for reducing, to a lesser degree, the amount of chemical fibre used in a newsprint furnish.

Figure 3 shows a typical TMP flowsheet with two stages of refining, the first pressurized and the second at atmospheric pressure. A TMP system can have either one first-stage refiner feeding one second-stage refiner or two first-stage refiners feeding one

TABLE 7 COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD, REFINER MECHANICAL, AND THERMOMECHANICAL PULPS (Black Spruce)

	Stone Groundwood	RMP	TMP
Freeness (Canadian Standard Freeness)	99	98	99
Bulk (cm^3/g)	2.24	2.58	2.19
Burst index ($kPa \cdot m^2/g$)	1.4	1.6	3.0
Tear index ($mN \cdot m^2/g$)	4.4	9.4	9.0
Breaking length (meters)	3 000	3 500	5 400
Stretch (%)	1.6	2.0	2.6
Fibre Classification (Bauer McNett)*			
% Retained on 28 mesh	3.6	5.2	16.4
% Retained on 48 mesh	15.6	20.2	19.0
% Retained on 100 mesh	13.8	13.0	8.8
% Retained on 200 mesh	13.6	8.0	6.8
% Passing 200 mesh	31.2	28.1	30.3
Somerville Shives (%)	-	0.65	0.09

*Bauer McNett method of fibre classification segregates the pulp sample by a series of standard screens, thus providing a convenient, but arbitrary, means of describing the size of fibres and the size distribution in the sample.

second-stage refiner. There are also systems operating with just a single stage of pressurized refining.

The size of the refiners and the installed power have been increasing steadily. The diameter of the flat disc machines is in the range of 137-152 cm with an installed power of 7-10 MW. There is also a conical disc version which permits an increase in motor size up to 75 MW.

At the end of December 1982, 17 TMP systems were operating in Canada with a total design capacity of 7430 admt/d and three additional systems with a capacity of 1520 admt/d were being built. The total number of TMP systems in the world was 164 with a design capacity of 43 433 admt/d (15).

Generally speaking, the production of mechanical pulps has been limited to the use of softwoods preferably spruce, balsam and hemlock and, to a lesser extent, jack pine (due to a lower pulp quality). Hardwoods have not been used because their short fibre

TABLE 8 COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD AND THERMOMECHANICAL PULPS (Jack Pine)

	Stone Groundwood	TMP
Freeness (Canadian Standard Freeness)	122	144
Bulk (cm^3/g)	2.70	2.57
Burst index ($kPa \cdot m^2/g$)	0.5	1.7
Tear index ($mN \cdot m^2/g$)	3.7	11.3
Breaking length (metres)	1 700	3 940
Stretch (%)	0.9	2.1
Fibre Classification (Bauer McNett)		
% Retained by 14 mesh	0.6	9.4
% Retained by 28 mesh	6.4	19.8
% Retained by 48 mesh	20.2	21.2
% Retained by 100 mesh	20.4	10.1
% Retained by 200 mesh	18.8	6.6
% Passing 200 mesh	33.6	32.9
Somerville Shives (%)	0.12*	0.04**

* screened pulp
** unscreened pulp

length results in very low strength pulps which are not satisfactory for newsprint production. However, data are available which show that small percentages of hardwood chips, i.e., up to approximately 20%, can be added to spruce chips as a raw material supply for a TMP system with no serious adverse effect on the pulp characteristics, paper machine operation or paper quality. Table 9 shows the effects of adding poplar, birch and maple chips to a blend of spruce and balsam for chips. This is another way to utilize inferior raw material for the production of an acceptable mechanical pulp.

If a mill is faced with the utilization of a higher percentage of aspen or white birch chips, then serious consideration should be given to the use of the chemical mechanical pulping (CMP) described in Section 3.2.2.

TMP has a pulp yield of approximately 94% and the published data on BOD discharge varies from about 15 kg/t to 35 kg/t. The wide range is at least partially due to variations in process conditions but also due to differing ways of assigning BOD loads to

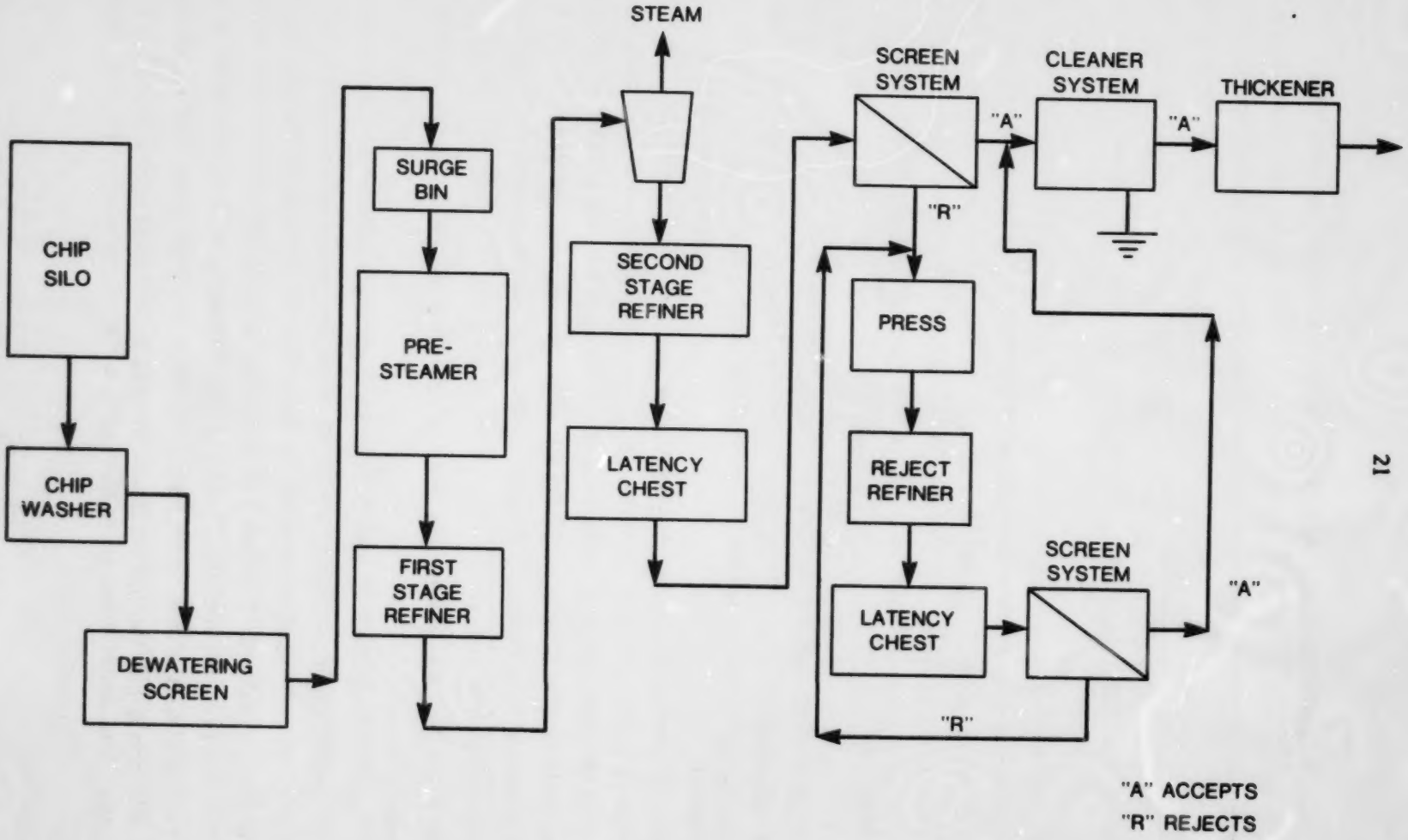


FIGURE 3 TYPICAL THERMOMECHANICAL PULPING FLOWSHEET

TABLE 9 HARDWOOD UTILIZATION IN THERMOMECHANICAL PULPING (Poplar, Birch, Maple)

Wood Species	Trial 1		2		3	
Spruce/Balsam Fir	100	84	100	79	100	83
Poplar	-	16	-	-	-	-
Birch	-	-	-	21	-	-
Maple	-	-	-	-	-	17
Freeness, CSF	162	128	127	123	146	125
Burst Index	2.4	2.5	2.6	2.3	2.5	2.2
Tear Index	10.6	10.2	9.9	9.4	8.3	8.7
Breaking Length (m)	4640	4520	4530	4040	4360	4210
Bulk (cm^3/g)	2.50	2.63	2.57	2.76	2.69	2.63
Brightness G.E.	53	55	51.6	52.7	51.9	52.4
Somerville shives (%)	0.56	0.41	0.32	0.33	0.59	0.29
Fibre Classification (Bauer McNett)						
% Retained on 14 mesh	10.0	4.8	7.0	5.3	6.4	4.1
% Retained on 28 mesh	21.4	21.1	24.5	21.1	23.9	19.7
% Retained on 48 mesh	22.8	22.8	23.4	21.4	21.8	21.1
% Retained on 100 mesh	12.1	15.7	15.3	13.2	13.0	16.8
% Passing 100 mesh	33.7	35.6	23.8	39.0	34.9	38.3

pulping and paper machine operations in any one mill. This has caused some confusion in the literature.

TMP requires 30-50% more energy than stone groundwood to reach a given freeness. However, approximately 2.3 tonnes of steam are generated for every tonne of fibre produced. If this steam is recovered, a significant credit against the high energy consumption can be realized. There are two main types of systems.

In the first, the recovered steam is used to heat a water-glycol solution and then this recovered heat is used to heat incoming fresh air, fresh water and whitewater. The main objection is that this system is only utilized to its fullest extent during the cold winter months.

The other system uses a heat exchanger to produce clean steam from the dirty, contaminated steam and it is used in the paper machine driers. This is the more efficient system and, in order to obtain the maximum benefit, the following points must be considered:

i) Since the heat transfer coefficient of steam is very dependent upon the air content in the steam, it is essential that the air contamination be kept to an absolute minimum.

ii) For maximum heat recovery, both refining stages should be pressurized. This is referred to as a tandem system and the pulp quality is not adversely affected.

iii) It has been shown that it is possible to increase the pressure in the refiner casing from the normal 100-150 kPa to 250-300 kPa for more efficient heat recovery without significant adverse effect on the pulp characteristics, providing that the presteaming time and pressure are reduced to 2 minutes and 60-100 kPa.

This recovered steam is passed through a simple heat exchanger and, in some cases, the clean steam produced is used directly in the paper machine driers at 220-230 kPa. In other cases the clean steam is passed through a compressor to increase the pressure to the desired level.

The energy recovered can be sufficient to reduce the net energy costs of TMP to at least equivalent to those for stone groundwood. The heat recovery systems will increase the BOD of the mill effluent by a small amount, probably under 2 kg/t.

A new development, which has not yet been installed in Canada, is referred to as PRMP. This process differs from TMP in that the presteaming is done at atmospheric pressure and only the refining is done under pressure. Early data have indicated a savings in refining energy compared to TMP and suggest that PRMP is a viable alternative as a refining system.

The BOD and toxicity of thermomechanical pulping effluents is 50-100% greater than that of stone groundwood effluents. However, since the use of TMP to replace stone groundwood in newsprint furnish allows the elimination of some or all of the sulphite pulp furnish, the trend towards increased TMP production has led to substantial improvements in newsprint mill effluent quality, as discussed in Section 7. The current trend towards the replacement of stone groundwood and sulphite pulp with TMP also tends to reduce suspended solids discharges, partly because the retention of TMP fibre on savealls and pulp thickeners is better than with stone groundwood, and partly because

TMP mills generally incorporate modern equipment such as pressure screens, disc thickeners and effective instrumentation.

3.1.3 Pressurized Groundwood. Pressurized groundwood (PGW) is a relatively new development. It is similar to the stone groundwood process but it involves grinding the logs under pressure. The power requirements and BOD discharges are lower than those for TMP and are comparable to the levels for stone groundwood.

The pulp quality is superior to stone groundwood but inferior to TMP. Table 10 compares regular stone groundwood and pressurized groundwood produced from a 50/50 blend of balsam fir and spruce at a mill in the United States. One system is operating in the United States and five are operating in Europe.

TABLE 10 COMPARISON OF STONE GROUNDWOOD AND PRESSURIZED GROUNDWOOD PULPS (spruce/balsam)

	SGW	PGW
Freeness, CSF	55	59
Breaking Length (m)	3 110	3 560
Tear Index	3.5	5.4
Burst Index	1.4	1.7
Brightness (°ISO)	61.3	60.7
Energy (GJ/kg)	6.19	6.15

3.2 Sulphite Pulp

3.2.1 Pulping Developments. There has been a slight but steady decline in production of sulphite pulp since the mid 1970's. Most of the low yield sulphite mills that are integrated with newsprint mills have been converted to higher yields (from 60% to 85%), some using the newly developed processing mentioned in Section 3.2.2 below. The traditional low yield operations, typically about 50%, changed little but the remaining mills installed better process control systems and most installed chemical recovery systems, primarily in response to environmental pressures.

The use of alkaline sulphite pulping with an anthraquinone catalyst has been proposed, but no commercial installations were planned at the time of writing (16,17,18,19,20).

3.2.2 Ultra High Yield Sulphite Pulp. The demand for higher strength newsprint and increased concern about stream pollution led to the development by several Canadian companies of a variety of ultra high yield pulping processes that involve a chemical treatment before, during or after refining. The objective of all of these pressures is the replacement of traditional chemical pulp fibre in a newsprint furnish, such that the continued use of stone groundwood is feasible. Advantages and disadvantages are associated with each combination and the selection for any one mill will depend upon its requirements and preference.

Some of the characteristics of these pulps are compared in Table 11 (21) and the salient features of the processes are discussed below. Except for the Opco process, they have all been used successfully in full scale operations, and the operating techniques are now well developed, although further experience will no doubt lead to modifications in the processes since they are all still quite new. The Opco process has been proven in commercial trials and a 250 t/d system is scheduled to start operating in Quebec by the end of 1983.

TABLE 11 CHARACTERISTICS OF ULTRA HIGH YIELD SULPHITE SPRUCE PULPS (21)

	Consolidated Bathurst	CIP	Price Abitibi	Opco	Typical TMP
Na_2SO_3, on wood (%)	6	4-7	4	7-12	0
pH	4.5	9.5	5	4.5-9.5	7
Reaction temp. (°C)	147	150	100	135-170	135
Reaction time (h)	4	0.5	0.5	0.5	0.05
Yield on wood (%)	80-85	88	94	90	95
Refiner energy (MWh/t)	0.6	1.8	2.2	1.8	2.7
Freeness (CSF)	600	300	100	187	125
Burst Index ($kPa \cdot m^3/g$)	3.8	3.4	3.4	3.3	2.6
Tear Index ($mN \cdot m^2/g$)	11.4	8.1	7.3	8.0	8.8
Effluent BOD_5 (kg/t)	100	80	20	50	20

The BOD and yield data reported for these pulping processes tends to vary rather widely due to the difficulty of accurate yield measurement and differing practices in assigning BOD discharges to the pulping operation and the paper mill.

The Consolidated-Bathurst system is a continuous ultra-high-yield bisulphite pulping process with pulp yields in the range of 85% (22).

The CIP process - SCMP - includes a continuous high-yield sodium sulphite cook which can be carried out in either the liquid phase or the vapour phase (23,24,25). There are three operating systems in Canada.

The Price-Abitibi process involves the spraying of a sodium sulphite solution on fractionated chips, steam heating the treated material at about 100°C for 15-30 minutes and then refining (26).

The Opco process involves a sodium sulphite treatment of TMP, either between the first and second refining stages or after the second stage (27).

Other work has shown that a sodium sulphite treatment prior to TMP has significant value for improving pulp brightness, strength characteristics and refiner operation (28).

Some of the chemical treatments are also making it possible to utilize these ultra high yield pulps in higher grades of paper, sanitary products, etc. Their full potential is not known at present but the possibilities are very significant. In general, they are replacing some of the low yield pulps, leading to a reduction in effluent BOD and a more efficient use of raw material.

The processes described above are applicable with softwood utilization. Hardwood utilization requires different process conditions, depending upon the desired end utilization. Poplar and white birch produce very low strength mechanical pulps and the application of TMP results in only a very minor improvement in pulp quality. However, a chemical pretreatment of these chips results in a significant improvement in the pulp characteristics to a point where they can be used in a proper furnish. This process is referred to as CMP and it involves a chemical preimpregnation of chips with a solution containing sodium hydroxide and sodium sulphite. The impregnation is carried out at a temperature of 80-90°C either at atmospheric pressure or at a pressure of 300-350 kPa. Refining is then done at atmospheric pressure in two refining stages. The use of pressurized refining, like TMP, has no significant effect on the strength characteristics of the resultant pulp but there is a tendency towards a lower shive content.

Table 12 shows the effect of the chemical impregnation on poplar and white birch chips, compared to no chemical treatment. The chemical treatment improves the pulp characteristics and, at the same time, reduces the power required to reach a given freeness. The chip process has been used successfully in the U.S.A. since the mid 1960's and the first CMP plant in Canada, using poplar chips, has started operation.

TABLE 12 CHARACTERISTICS OF HARDWOOD CHEMIMECHANICAL PULPS (29)

Pulp Type	Poplar			White Birch	
	SGW[a]	TMP	CMP[b]	RMP	CMP[c]
NaOH, on wood (%)	-	-	1.7	-	1.6
Na_2SO_3, on wood (%)	-	-	1.9	-	2.2
Energy (kWh/t)	-	1660	1110	1780	1100
Freeness (CSF)	80	86	91	139	81
Bulk (cm^3/g)	2.35	2.25	2.12	3.28	2.52
Burst Index ($kPa \cdot m^3/g$)	0.8	1.1	1.6	0.1	1.7
Tear Index ($mN \cdot m^2/g$)	3.7	4.3	6.0	2.2	6.3
Breaking Length (m)	2600	3000	4400	1000	3800
Stretch (%)	1.3	1.3	1.6	-	-
Brightness G.E.	61.2	61.2	59.0	53.0	52.0
Opacity (%)	98.9	96.3	92.9	96.0	86.0

[a]SGW is stone groundwood.
[b]15 minutes impregnation at 77°C and 350 kPa.
[c]15 minutes impregnation at 84°C and 300 kPa.

The pulp yield is approximately 92% and the BOD discharge is in the range of 30-50 kg/t. The sodium hydroxide is the driving force for the improvement in strength properties and the reduction in energy requirements, while the sodium sulphite is used primarily to maintain the pulp brightness (29). The optimum chemical adsorption for newsprint production is approximately 2% sodium hydroxide and 2% sodium sulphite. Higher chemical applications will produce higher strength values but at the expense of lower opacity or higher show through.

Poplar CMP, provided it is produced from fresh, clean and sound poplar-chips, responds very well to peroxide bleaching. It can be bleached to a higher brightness than spruce TMP with the same chemical application.

If higher strength hardwood pulps are required, for example, as a replacement for a hardwood kraft pulp, they can be obtained by cooking hardwood chips with sodium sulphite to a pulp yield of 80-85%.

3.3 Kraft Pulping

Kraft pulp has continued to be the predominant type of chemical pulp manufactured in Canada, with several new mills being constructed, and several of the older mills being modernised and/or expanded. Development has consisted primarily of the refinement and widespread application of processes and equipment developed in the 1960's, whereas there have been major changes in the manufacture of mechanical and sulphite pulps. Many kraft mills now install stripping systems for both digester and evaporator contaminated condensates, as described in Section 4, and there has been a general trend toward increased brown stock washing efficiencies.

3.3.1 Digesters. Virtually all new pulping installations use continuous digesters with integral pulp washing. Kamyr has been the principal supplier, hence the frequent use of their name to describe continuous digesters as well as their tradename "Hi-heat Washing" for the process of washing in the digester, which is described in Section 3.3.3.

The gases from a continuous digester are emitted at a constant rate, which facilitates their collection and incineration, and the quantity of contaminated condensates produced by continuous digesters is lower than by batch digesters. Continuous digesters use less steam than batch digesters, and hence reduce the amount of fossil fuel required.

The digester is the heart of the pulping process but it has relatively little direct impact on the environment. Although the continuous process is more amenable to operation with minimal black liquor losses than batch, the quality of design engineering and day-to-day operation has much more effect on the effluent and atmospheric emission quality than the choice between continuous and batch digesters.

3.3.2 Batch Digester Heat Recovery. Several mills have installed new or more efficient systems to condense the blow steam from batch digesters and recover the heat value as hot water. These use conventional technology but are usually more generously dimensioned than in the past. At least one mill is using the heat recovered to evaporate weak black liquor. Such systems have little direct environmental effect, but an effective means of condensing all blow steam is a prerequisite for the installation of an incineration system for non-condensable, total reduced sulphur (TRS) gases.

3.3.3 Diffusion Washing in Continuous Digesters. Since about 1970, it has been standard practice to incorporate diffusion washing systems, known as "Hi-heat Washing", in Kamyr digesters, with the more recent installations being designed with longer retention times to increase washing efficiency.

Figure 4 shows a Kamyr digester equipped with an internal washing zone. Chips move down into the wash zone from the cooking zone. Wash liquor enters the washing zone from the blow zone at the bottom of the digester and flows up counter-currently to the downward moving chips. The liquor is initially withdrawn from a set of peripheral screens at the bottom of the wash zone, heated by steam in a heat exchanger and reintroduced into the centre of the chip column through a central pipe hung from near the top of the digester. This circulation is intended to provide even distribution of the wash liquor and also improves the washing efficiency since the higher temperature increases the diffusion rate of chemicals out of the cooked chips.

Spent cooking liquor and upflowing wash liquor are withdrawn from two sets of extraction screens at the interface between the cooking zone and the wash zone. Sometimes part of the liquor from the lower screen is recirculated as a quench circulation to give a sharper, more uniform cutoff to the cooking zone.

Typically, wash zones are designed for 1, 1-1/2 or 4 hours retention time, and the normal wash zone temperature is about 125-140°C.

3.3.4 Anthraquinone. In the late 1970s, a number of publications reported that the addition of small quantities of anthraquinone would increase the rate of the classic kraft pulping reaction and increase the yield, without any degradation of pulp properties. Much of the early work was by Dr. Holton of Canadian Industries Ltd. (30), but research by others and a number of full scale commercial operations have confirmed his findings (16). Anthraquinone functions as a catalyst in the delignification reaction, and permits a combination of the following improvements to be realised:

- increase in pulping yield by a few percent;
- reduction of chemical requirements by 1 to 2 percentage points;
- increase in pulp production rate;
- lower cooking temperature (hence reduced energy consumption).

Trade-offs between these variables are similar to those in traditional non-anthraquinone kraft pulping, so that mills can utilise the best combination for their needs.

Any increase in yield or reduction in chemical requirements will also reduce the load on the recovery furnace, which allows the recovery and incineration of organic material which may otherwise be discharged to sewer. An increase in pulp production would tend to increase the effluent BOD and toxicity, if the brownstock washing or recovery departments were unable to process the increased amount of black liquor solids produced.

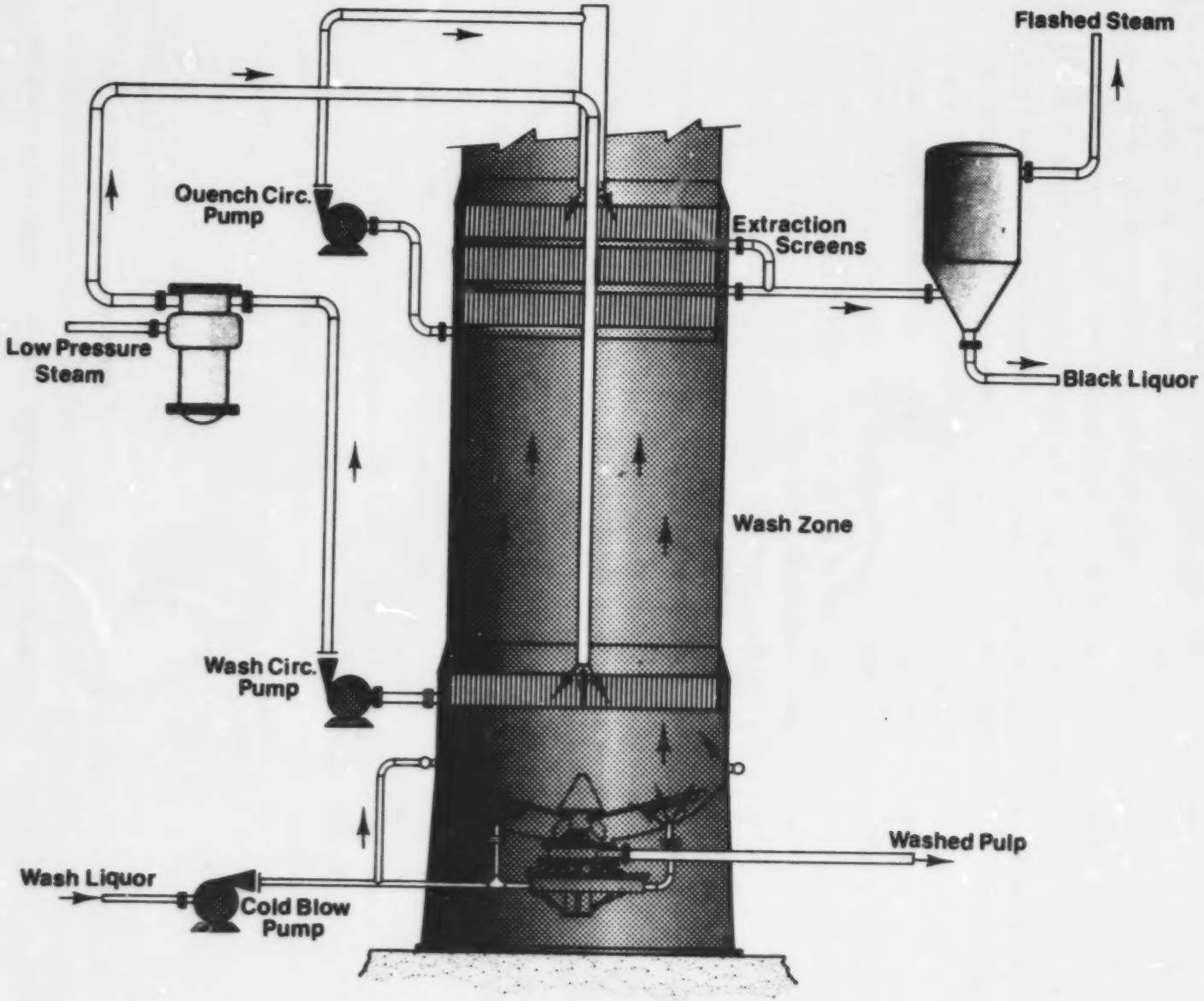


FIGURE 4 DIGESTER HI-HEAT WASHING (Kamyr)

More radical modifications to the kraft pulping process, based on the properties of anthraquinone, have been proposed, but have not yet progressed to commercial application. These include the elimination of sulphur in the process, which would eliminate the kraft mill odour problem and probably reduce effluent toxicity.

A number of researchers have investigated the possibility of any undesirable environmental effects from the use of anthraquinone, and none have been reported. Anthraquinone has been used widely in the textile industry as an intermediate in dyestuff manufacture for a number of years, in quantities exceeding current pulp industry uses, with no known reports of environmental problems. Its use in pulping has been approved by Health and Welfare Canada and by the U.S. Environmental Protection Agency and Food and Drug Administration.

The current use of anthraquinone to achieve modest improvements in pulp mill operations seems likely to continue and probably increase in the near future. However, any predictions on the possibility of one of the anthraquinone assisted pulping processes being used to replace kraft pulp would be purely speculative.

3.4 Neutral Sulphite Semi-Chemical Pulping

The only recent development in neutral sulphite semi-chemical (NSSC) pulping that is of environmental significance is the use of non-sulphur cooking liquors. This allows the use of a relatively simple fluidized bed furnace for incineration of the waste liquor to produce sodium carbonate and eliminate the BOD from this source. The sodium carbonate is used for the regeneration of cooking liquor, avoiding the disposal problem which exists when conventional NSSC waste liquor is incinerated.

Most NSSC mills in Canada have adopted in-plant recycle as the principal effluent control measure, and the most recently built one has a fluidized bed liquor incinerator.

4 CHEMICAL RECOVERY

4.1 General

Chemical recovery systems comprise the black liquor evaporators, recovery furnace, recausticising system and lime kiln (or calciner), including the necessary auxiliaries and directly associated environmental protection equipment. The chemical recovery system converts the spent pulping liquors into useful pulping chemicals and steam. Chemical recovery is practiced in all kraft mills and in a small proportion of the other types of chemical pulp mills in Canada. Since over 90% of the chemical recovery systems in the Canadian pulp and paper industry are in kraft mills, this section concentrates on them, with a short discussion on the state-of-the-art of other recovery processes.

There has been a general trend to increase the capacity of the recovery departments relative to mill pulp production capacity, partly for economic reasons and partly as a result of environmental pressures. The basic technology, and the environmental protection practices, have been described in reference 6, and it is assumed that the reader is familiar with them.

4.2 Evaporators

All kraft recovery furnaces in Canada use a multiple-effect evaporator to concentrate the liquor prior to feeding the recovery furnace. The more modern are designed to minimise liquor carry over into the condensates, and virtually all modern systems use a surface condenser, rather than the traditional barometric condenser, to condense the last effect vapour. This reduces the effluent volume and facilitates the collection of contaminated condensates when it is desired to segregate them for stripping or other use. The surface condenser also recovers heat in the form of warm water, which can be effectively utilised if properly integrated into the mill design. Some recent systems use a two-stage condenser, with temperatures controlled so that the contaminants are concentrated in one stream, reducing the volume for stripping, if applicable.

Since the modern recovery furnace must be fed with black liquor at about 65% concentration rather than the traditional 50%, most of the evaporators installed since 1969 have incorporated a concentrator. This is effectively a forced circulation evaporator with special provisions to deal with the fouling and very high viscosities that occur with black liquor at over 50% concentration.

Several innovations have been introduced in the last five years to reduce the energy consumed by liquor evaporation, including the use of waste heat instead of steam as the energy source, multi-flash evaporators for continuous digester flash tank vents and falling film evaporators instead of the traditional long tube vertical (LTV) design. These innovations have no direct impact on discharges to environment. However, measures that lower evaporation costs allow the use of higher dilution factors in pulp washing, thus reducing the discharge of residual black liquor solids to sewer.

In a few cases, condensate stripping systems have been integrated in multiple-effect evaporator systems. Essentially, they make use of intermediate steam and heat exchange surfaces in the evaporator, and therefore offer some energy and capital cost economies. However, it is common for a mill evaporator system to be shut down for a few hours while the digester is in operation, so that condensate storage is required or other special provisions have to be made, perhaps negating the advantages.

4.3 Recovery Furnaces

4.3.1 Furnace Design. Traditionally, North American recovery furnaces incorporated direct contact evaporators in the exhaust ducting to raise the black liquor concentration from about 50% dry solids to about 66% by contact with the flue gas. This results in significant total reduced sulphur (TRS) emissions, unless the black liquor is effectively oxidized to reduce its sodium sulphide concentration below 0.15 g/L. This type of recovery furnace is frequently referred as to "conventional", since it was the standard design from about 1940 until 1969. This is becoming rather misleading since about half of the black liquor in Canada is now processed in the more modern low-odour furnace design discussed below, and almost all recovery furnaces sold since 1970 have been of this type.

To circumvent the problem of TRS emissions from the direct contact evaporator, the low-odour design was developed in the late 1960's. It does not use a direct contact evaporator, and therefore requires that the liquor supply be at a concentration of about 65%. These furnaces have relatively large economisers to recover the heat that would traditionally have been recovered in the direct contact evaporator by heating the incoming boiler feed water. Although this design eliminates the generation of TRS emissions from the direct contact evaporator, it is still possible for the furnace itself to generate TRS gases if it is overloaded or improperly operated. Recovery systems that avoid a direct contact evaporator generally have higher thermal efficiencies than the traditional direct contact evaporator type, and a slightly higher capital cost. These furnaces are generally known as the extended economiser, or low-odour furnaces.

Both the low-odour and the traditional recovery furnaces have demonstrated their capability for compliance with current regulations concerning TRS emissions in Canada and elsewhere, provided that the furnace is not overloaded and the instrumentation and operating practices are all adequate.

Many of the older recovery furnaces are undersized and furnace conditions cannot be controlled sufficiently well to avoid TRS emissions of several hundred parts per million, even with efficient black liquor oxidation.

The maximum practical ratings for recovery furnaces have increased from the equivalent of a few hundred tonnes per day pulp, to about 1500 t/d over the past 20 years. While this has no direct impact on the environment, it facilitates the installation of effective automatic control systems, including computer control, which can manipulate the operating parameters to minimise particulate and TRS emissions.

4.3.2 Particulate Emission Control. A significant proportion of the sodium salts in the black liquor are fed to the furnace exit with the flue gas, principally as sodium sulphate but also as sodium carbonate and minor quantities of other sodium salts. Recovery furnaces therefore require efficient emission control devices to comply with current regulations, and to recover these chemicals. It is economically attractive to recover about 95% of the particulate, due to its chemical value, but substantially higher efficiencies are required to comply with regulatory requirements.

Virtually all modern recovery furnaces are equipped with electrostatic precipitators, and most of those recently installed can provide compliance with the applicable regulations. Electrostatic precipitators are available with rated efficiencies of 99.7% for the conditions occurring in recovery furnace flue gas. Experience has shown that efficiencies substantially over 99% are difficult, and expensive, to maintain over the long term although many mills with high efficiency precipitators as the sole particulate emission control device emit under 250 mg/Sm^3 (standard cubic metre; see Appendix). The physical size, power consumption and capital cost of precipitators rises rapidly with higher specified efficiencies.

Recently several mills have installed scrubbers in series with a precipitator of moderate or low efficiency, normally to rectify inadequate particulate emission control. The scrubber medium is recycled so that the concentration of sodium salts in the underflow is high enough to permit its recycle to the green liquor or weak black liquor systems. If suitably designed, these scrubbers can recover about 2 GJ/t pulp as hot water, as well as reducing the particulate emissions to under 200 mg/Sm^3. In order to realise the

energy recovery, and to avoid energy penalties in the evaporators, it is essential that the scrubber water circuit be properly integrated into the mill hot water and steam system. A common recovery furnace scrubber design is shown in Figure 5 but there are others on the market, and some mills have designed and built their own systems. The scrubbers generally enable compliance with stringent regulatory limits with a greater margin of safety than electrostatic precipitators. The greatest environmental disadvantage of using a scrubber instead of a precipitator is the obvious wet plume produced. This is often misinterpreted as "pollution" by the public, and may lead to visibility limitations if the topography and location are unfavourable. The relatively poor dispersion of the gaseous emissions at the low temperature of scrubbers must be considered in designing odour control systems.

4.3.3 TRS Emission Control at Source. The TRS emissions from the furnace itself depend on the operating conditions. The prime requirement is that the oxygen content of the flue gas be over 2%, which in turn implies that the furnace must not be overloaded. It is now generally agreed that the furnace's nameplate rating, normally expressed in tonnes of dry black liquor solids per day, is only an approximation of the its capacity to burn black liquor without high TRS emissions. The ratings are invariably based on a hypothetical black liquor with a heating value of 15.1 GJ/t solids, whereas this value varies in practice. Other factors play a minor part in the furnace's actual capacity, and in the final analysis, the only arbiter from the environmental point of view is the measured furnace emission. Other non-environmental factors may place lesser constraints on furnace capacity (31).

Many of the modern installations have installed instrumentation to monitor TRS levels continuously. This is desirable and helpful to the operator, since tuning of the furnace operation is essential if TRS emissions are to be controlled to low values, and a computer control system requires continuous data if it is to control TRS emissions by manipulating other variables.

Unfortunately, although TRS monitoring instruments have been on the market for over ten years, they are still not reliable and require disproportionate amounts of maintenance time. To circumvent this problem, some systems are successfully controlled by inferring TRS concentrations from other data, particularly carbon monoxide levels (32).

The more recently installed furnaces can be operated to limit TRS emissions to below 20 ppm most of the time they are operating, with daily average levels well below 10 ppm. Older units usually lack the necessary precision in control of air flows and

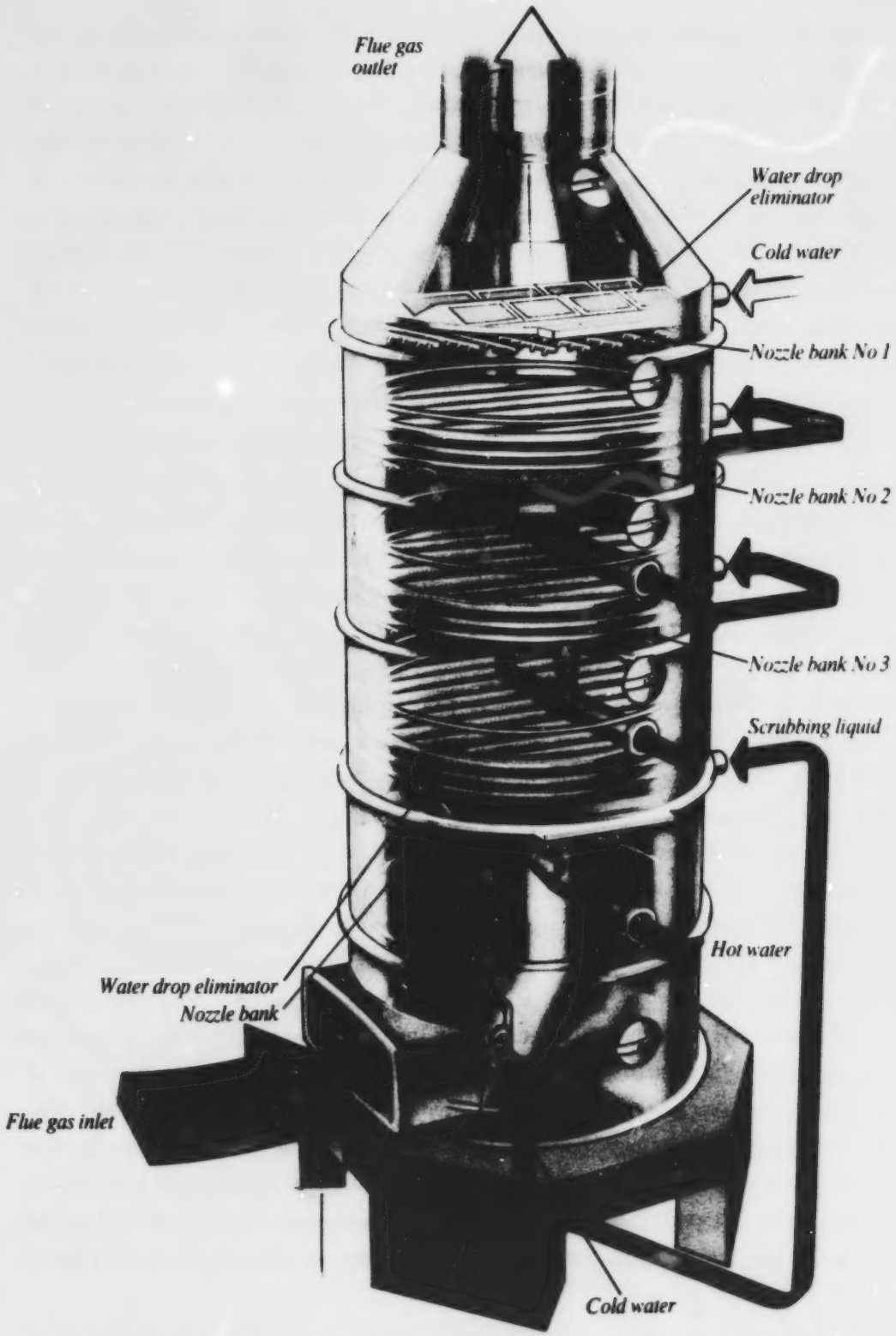


FIGURE 5 **PARTICULATE REMOVAL SCRUBBER FOR RECOVERY FURNACE (Flakt Canada)**

internal velocities to attain these levels, but many can be controlled to below 100 ppm, if they are not overloaded.

The emissions from the direct contact evaporator, if any, are dependent on the sodium sulphide content of the black liquor, and are added to the furnace emissions to form the stack emission. The sodium sulphide concentration should be under 0.15 g/L if the TRS emission levels are to be controlled below 20 ppm. This requires that the black liquor be very efficiently oxidized.

4.3.4 TRS Emission Control by Scrubbers. The scrubbers discussed in Section 4.3.2 for the control of particulate emissions also remove several percent of the TRS from the stack gases. Where it is desired to remove a significant proportion of the TRS from the stack gas, the Paprican scrubbing process developed by the Pulp and Paper Research Institute of Canada is frequently used. This is based on sodium hydroxide, with a small addition of activated carbon, as the scrubbing medium (33,34,35). The equipment used varies among the suppliers that have been licenced to use the process, and one example recently installed in Canada is shown in Figure 6. Teller, the other principal supplier, uses the same process concept but a different scrubber arrangement as shown in Figure 7; a Canadian installation is discussed in reference 36.

This process can recover about 2 GJ/t pulp in the form of hot water, as well as some sodium salts, and reduce the TRS emissions. It is the only proven process for control of TRS emissions from an overloaded recovery furnace, and is most frequently used in such circumstances. The removal efficiency depends on the stack conditions and the design, but can reach 99%. The practical limit for its application is about 1500 ppm TRS in the inlet gas, but this depends on the local conditions and the final emission characteristics required. In the appropriate circumstances, the use of such scrubbers renders black liquor oxidation unnecessary. As in the case of the simpler particulate removal scrubber described in Section 4.3.2 above, the value of the heat recovered depends on how the scrubber is integrated within the mill hot water and steam system, which in turn depends on the quality of systems engineering and the design of the remainder of the mill.

4.3.5 Fluidized Bed Recovery Furnaces. Virtually all kraft recovery furnaces installed since 1940 have been the conventional type where the liquor is burned at about 65% consistency in a water walled vessel with a smelt bed in the bottom. It is characteristic of this type of furnace that it is normally impractical to increase the capacity beyond the design maximum without completely rebuilding and extending the

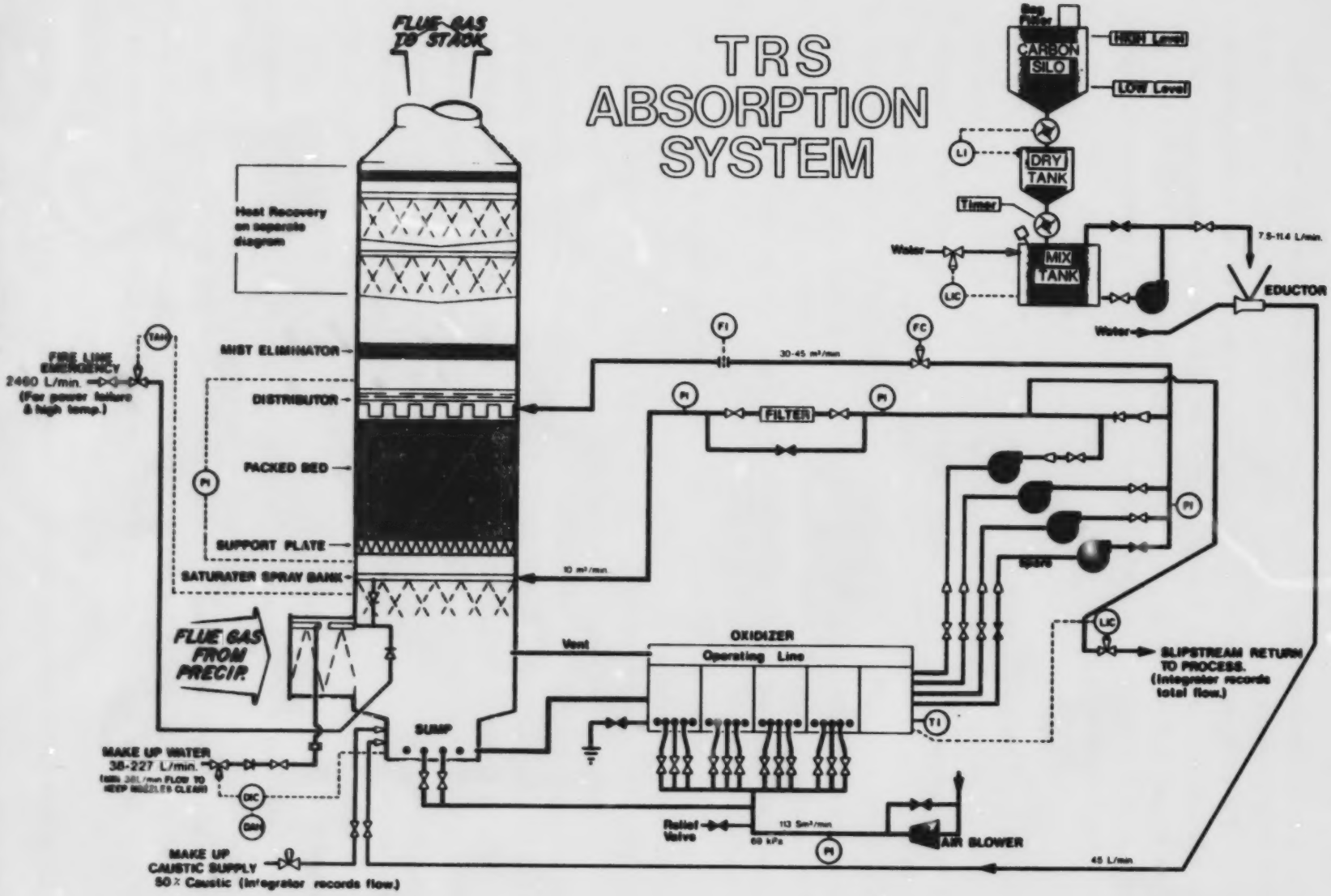


FIGURE 6 TRS AND PARTICULATE REMOVAL SCRUBBER FOR RECOVERY FURNACE (Flakt Canada Ltd.)

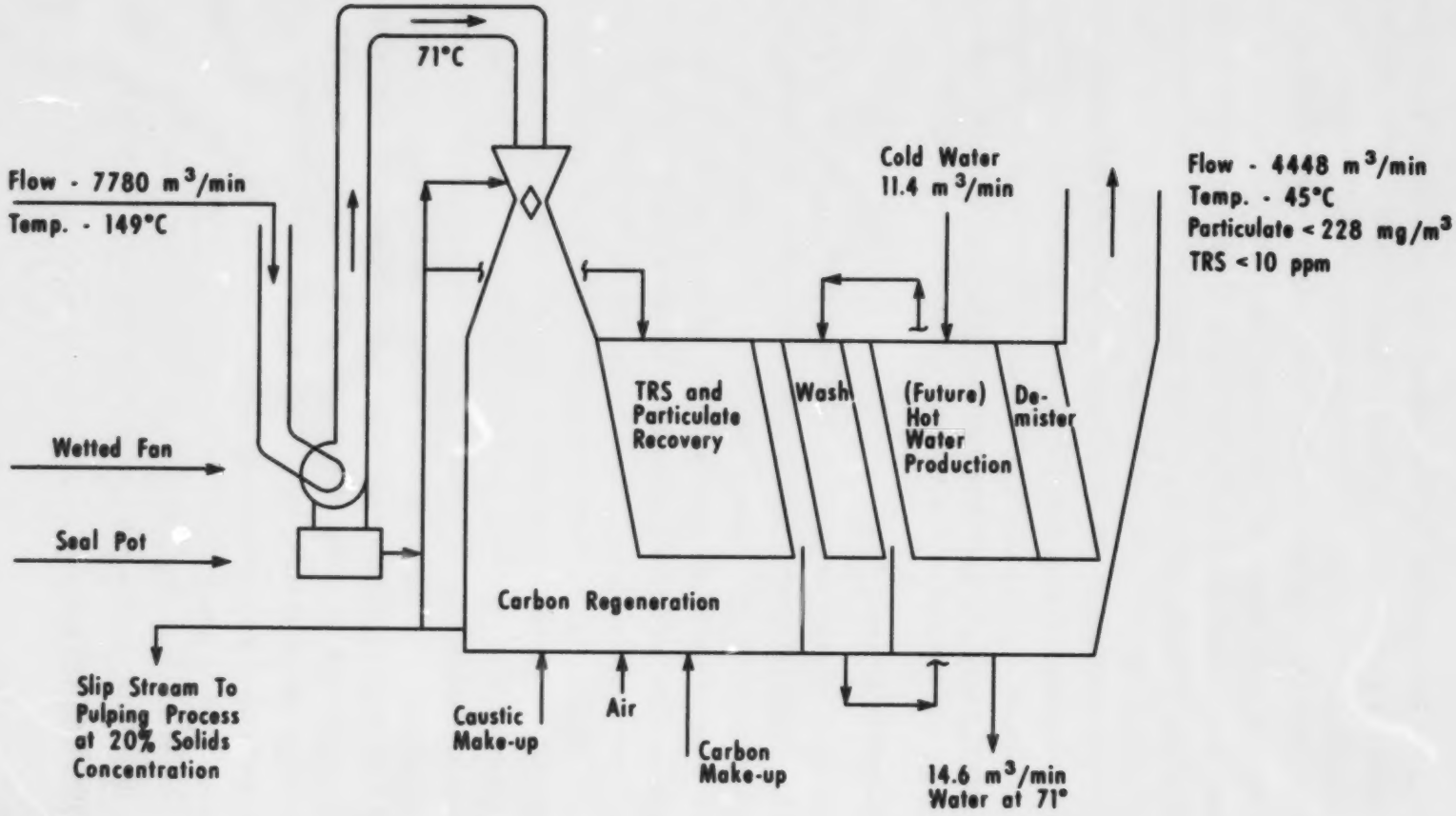


FIGURE 7 TELLER IMPLEMENTATION OF PAPRICAN PROCESS FOR TRS REMOVAL (36)

furnace. This presents many mills with a serious impediment to marginal increases in production or efficiency of recovery of black liquor solids due to improved washing efficiency or the introduction of oxygen bleaching.

The technically simple solution is to install a new recovery furnace, and this is the most common approach, despite the high capital cost. The Domtar mill at Cornwall, Ontario, developed an alternative technique based on the use of a fluidized bed incinerator. A proportion of the black liquor from the brown stock washers is evaporated to about 35% dryness and burned in a Copeland fluidized bed reactor. The organic material is destroyed and some of the heat liberated is used to dry the incoming liquor.

The bed product, a mixture of sodium carbonate and sodium sulphate, is conveyed to the conventional recovery furnace where it reacts with the smelt to produce green liquor. The key to the success of this process is the decrease in thermal load on the recovery furnace.

4.4 Condensate Stripping

The contaminated condensates from the multiple-effect evaporators and digesters are frequently stripped to remove TRS and BOD. The recent trend in this field has been toward air stripping or waste gas stripping to avoid the excessive energy consumption of many of the early steam stripping systems. Some of the older systems required one tonne steam per tonne pulp for effective operation, which represents about a 15% increase in purchased energy costs for a typical bleached kraft mill. Developmental efforts in steam stripping have concentrated on reducing the energy consumption of this process, since many of the systems installed in the 1970s have proven to be excessively expensive to operate.

Improved segregation of condensates has reduced the volumes that must be stripped to as low as 1.8 m^3/t pulp in mills with continuous digesters. This has been achieved by installing segregated two-stage surface condensers and very detailed engineering analysis of the remainder of the digester and evaporator design features that contribute to the production of contaminated condensates.

Systems have been installed which take advantage of the fact that in most mills the lowest pressure steam header is at a pressure of about 300 kPa, whereas the evaporator requires steam at about 200 kPa, by inserting the stripper in the evaporator steam supply line. This can reduce the steam requirement for stripping to a fraction of a tonne steam per tonne pulp.

The theoretical heating value of the gases produced by a steam stripper corresponds to about half a gigajoule per tonne pulp, so it is potentially feasible to develop a condensate stripping system that recovers more energy than it consumes. This performance has been claimed for some systems but commercial scale evidence is not yet available.

Instead of attempting to reduce steam consumption, several installations have adopted the approach of air stripping the contaminated condensates to reduce the TRS content and then allowing the waste heat in the smelt dissolving tank or the the lime kiln scrubber to strip the methanol out and discharge it to atmosphere. No mills have taken maximum advantage of the possibilities of this approach to date, and many of the mills are unaware that BOD is being stripped in this manner.

Reference 37 discusses the use of waste gases for stripping contaminated condensates and also includes extensive data on the established stripping techniques.

4.5 Black Liquor Oxidation

As mentioned in Section 4.3, it is necessary to treat the black liquor to oxidise the sodium sulphide in it. Various designs were installed in the 1950s and 1960s, some of which are still operational. Since the mid 1970s it has been generally accepted that the best approach is to oxidise the strong black liquor by injection of compressed air near the bottom of a vessel containing the liquor at about 50% consistency. A typical modern design is shown in Figure 8.

Weak black liquor oxidation has proven to be less effective because some sodium sulphide is reformed in the evaporators by reduction, and because foaming has been an insurmountable problem in many systems. However, several weak liquor systems are still operating which attain some benefits in the reduction of TRS emissions.

All black liquor oxidation systems reduce the heating value of the black liquor, and generally require several hundred kilowatts of electricity to drive the blowers, pumps, etc. The reduction in heating value is an advantage in mills with marginally overloaded recovery furnaces, since it reduces the thermal load on the furnaces.

4.6 Recausticising and Recalcining of Lime

The role of the recausticising system is to convert the smelt from the recovery furnace into white liquor for the digesters, while recovering the greatest amount of sodium possible from the lime mud and producing a mud that can be reburned efficiently. There should be no effluent from a well-designed and operated recausticising system.

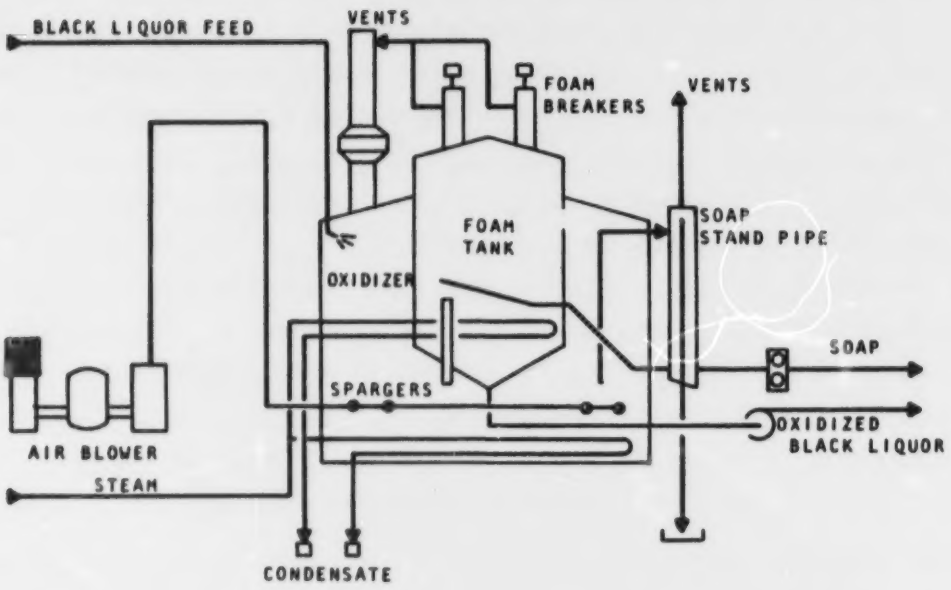


FIGURE 8 STRONG BLACK LIQUOR OXIDATION SYSTEM (MoDo Chemetics)

The modern recausticising system consists of green liquor clarification, dreg washing, slaking, causticising, white water clarification, lime mud washing and lime mud filtration. Significant recent trends are the use of unit clarifiers and the use of vacuum filters for dregs washing. Unit clarifier is the accepted name for single-level clarifiers with liquor storage above the clarification compartments for clarifying green and white liquor and for lime mud washing. These trends represent steady evolutionary development and the principal effect on mill effluent is that the green liquor dregs are discharged as a relatively dry cake which can readily be landfilled, reducing mill effluent suspended solids by about 0.5 kg/tonne pulp.

The most environmentally significant trend in recausticising plant design in the last ten years has been the growing practice of installing sufficient standby capacity, either as separate equipment or by the use of more generous design criteria, to avoid the need to dump lime mud to sewer when there is an operating problem in the system. Computer control of the recausticising and calcining process has been introduced, and has been reported successful in stabilising the operation, which in turn reduces effluent discharges (38).

Several mills have installed a stand-by clarifier which can perform the function of any one of the clarifiers, mud washers or major liquor storage tanks, allowing them to be overhauled without production disruptions or excessive discharges to sewer.

An increasing number of mills operate the recausticising department without discharging suspended solids to sewer. The practice of eliminating recausticising department effluent, except for cooling water, also reduces mill BOD discharges, although there are no organic chemicals in this department. The sodium sulphide present in all process liquids exerts an oxygen demand of about 1 kg/kg Na_2S in a BOD test or biological treatment system.

It is becoming standard practice to burn the malodorous non-condensable gases from the evaporator and the digester in the lime kiln, since it is more reliable and safer than the use of a separate incinerator. A typical modern burning arrangement is shown in Figure 9.

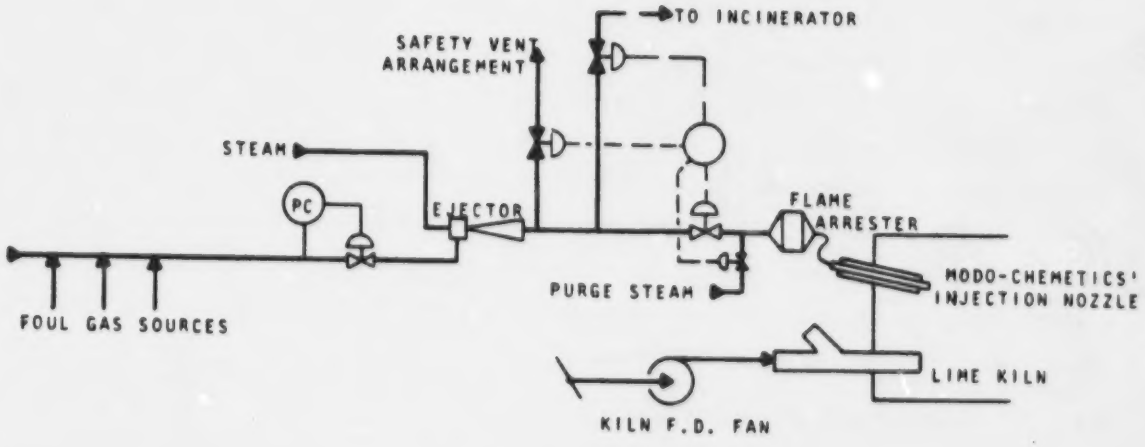


FIGURE 9 BURNING NON-CONDENSABLE GAS IN KILN (MoDo Chemetics)

In most mills, the lime mud is recalcined in a conventional lime kiln to produce the lime (calcium oxide) necessary for slaking. Some mills now use fluidized bed calciners for the calcining operation. The prime reason for this is to reduce fuel consumption, but the reported emission data on calciners indicates that their TRS emission is negligible, whereas the kiln is normally a minor but significant TRS source where the lime is reburned in a kiln (31). However, many mills can comply with TRS emission control

regulations for lime kilns by limiting the sodium content of the lime mud and avoiding the use of unstripped contaminated condensates in the kiln scrubber.

A typical lime reburning system with a fluidized bed calciner is shown in Figure 10. The system takes wet lime mud filter cake and dries it in the flash drying system shown on the left hand side of the figure. The dry powder is then blown into the gas or oil fired fluidized bed calciner where it reacts at a temperature of about 900°C. The fine particles of CaO agglomerate to pellets ranging from 6 to 65 mesh. A bed level controller automatically discharges the product to a the cooling bed below, which preheats the incoming air by direct contact, and then the calcined lime is discharged to its storage bin.

The flash drying system utilises primary and secondary cyclone collectors followed by a venturi scrubber operating at a pressure drop of about 450 mm of water, depending on the local emission regulations. Particulate emissions data reported is normally under 200 mg/Sm^3 and TRS emissions under 5 ppm.

Instead of using venturi scrubbers to control the particulate emissions from lime kilns and fluidized bed calciners, it is feasible to use electrostatic precipitators. These offer the advantages of recovering a dry material and discharging a dry, virtually invisible plume. The capital cost is higher than for a scrubber, but the energy consumption is reportedly lower. The opportunity to recover some of the heat from the exhaust gases in the scrubber liquor is lost, although the value of this is dependent on whether it can be utilised effectively in the mill system or not. Whereas a scrubber can be used to reduce TRS emissions from a lime kiln, the electrostatic precipitator removes particulates only. Electrostatic precipitators have the capability of reducing emissions below the levels practicable for scrubbers.

4.7 Sulphite Mill Recovery Systems

Four of the largest sulphite mills in Canada have installed chemical recovery systems in the past few years which have reduced BOD discharges by over 60% (6,39). These mills produce low-yield dissolving or paper grade pulps. None of the mills producing high-yield newsprint grade sulphite pulps have found a satisfactory recovery process, although they have achieved some BOD reductions by increasing their pulping yields. Many sulphite mills have been shut down due to the lack of a viable recovery process.

Most of the sulphite recovery furnaces are constructed similarly to kraft recovery furnaces, but at least one mill in Canada has installed a fluidized bed furnace to incinerate sulphite waste liquor. This mill recovers by-product organic chemicals from

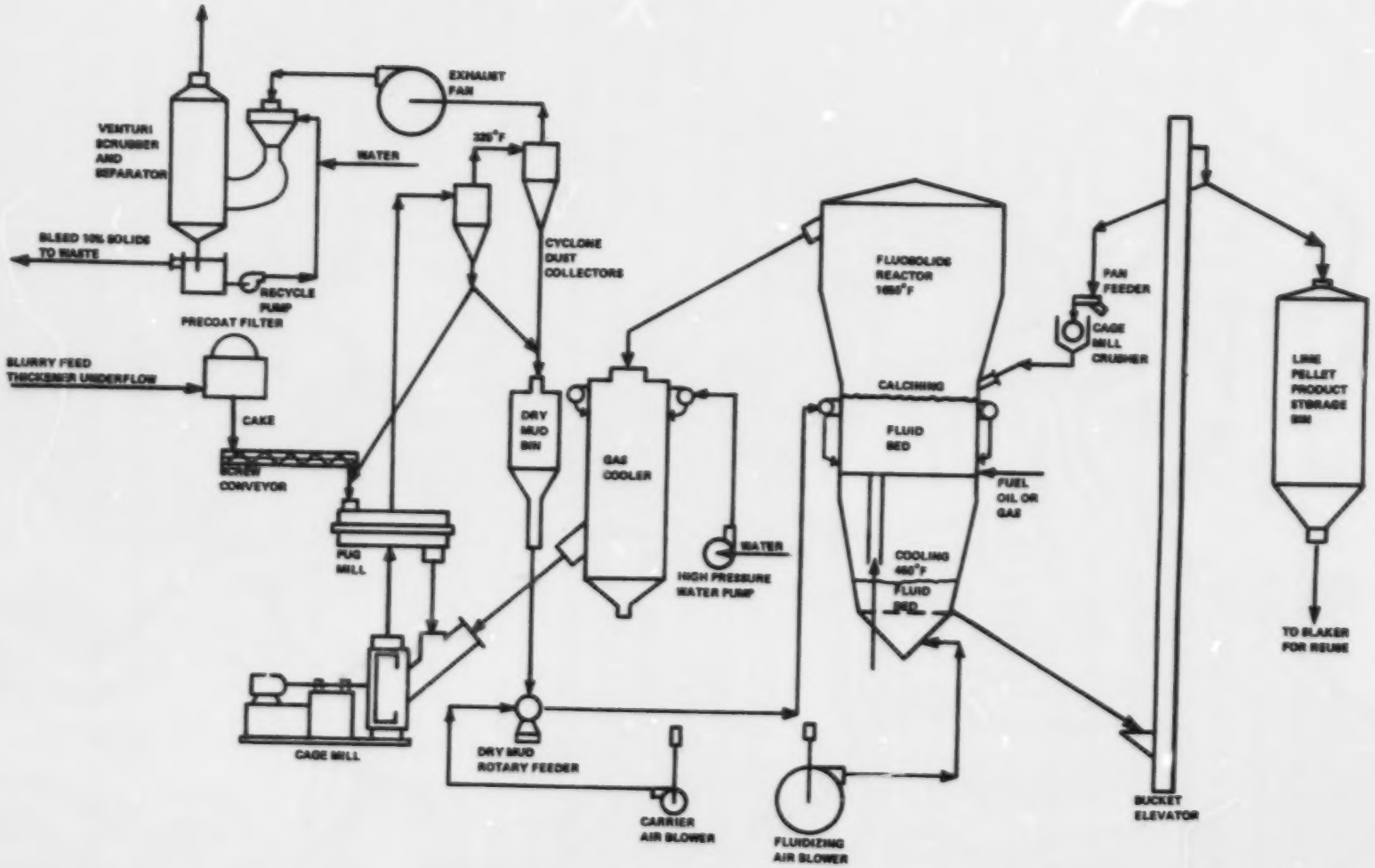


FIGURE 10 FLUIDIZED BED CALCINER FLOWSHEET (Dorr Oliver Inc.)

the liquor, which results in a final waste which has a relatively high inorganic content, and is difficult to incinerate. Although the BOD of the waste liquor is decreased substantially by the recovery of the by-products, it was necessary for the mill to further reduce the discharge of organic wastes, and the fluidized bed reactor was considered preferable to the conventional recovery furnace.

4.8 Neutral Sulphite Semi-Chemical Recovery

Several NSSC mills have installed liquor incineration systems, but these result in the production of a sodium sulphite by-product for which there is a declining market. The recent trend is to eliminate the sulphur from the process, so that the furnace by-product is sodium carbonate, which can be recycled for cooking chemical preparation. Despite the absence of sulphur, the process is often still known as NSSC.

4.9 Accidental Losses

Since chemical pulp mill recovery systems handle large recirculating flows of black liquor and other pulping by-products that have high BOD and are toxic to fish, accidental losses have traditionally been significant discharges. The more recently designed mills have generally installed sophisticated spill collection systems in which most of the tanks overflow to other parts of the process, and the few points of final overflow are routed to collection reservoirs so that much of the material that would have been discharged ten years ago is now recovered. The techniques used have been described in reference 6, and some discussion on the use of computer control to minimise accidental losses is included in Section 10.

5 WASHING AND SCREENING

5.1 General

Washing and screening systems are described in reference 6, and it is assumed that the reader is familiar with the basic technology and terminology.

In mechanical pulping, washing is not practiced, although some active research may be approaching commercial realisation (40). This may allow the recovery and incineration of a substantial proportion of the BOD and toxic material from the TMP process. Screening mechanical pulp is discussed in Section 5.2.

Substantial developments have taken place in equipment design and practices in kraft pulp washing and screening, as discussed in Section 5.3. While the same equipment would be applicable to sulphite pulp mills with recovery systems, it would have less environmental significance.

5.2 Screening Mechanical Pulp

Essentially all new mechanical pulp screening systems use closed, pressurised screens. This has no direct effect on effluent discharges while the screen room is operating normally, but it is much easier to design and operate a screening system with minimal overflows and spills with closed pressure screens than with the older open rotary screens. The more modern screening systems generally operate at higher consistencies, thus reducing the circulating flows and the magnitude and frequency of stock spills.

Most screening systems now incorporate systems for the recovery, refining and recycle of screen rejects, eliminating a former source of effluent suspended solids and/or solid waste that had to be landfilled. The concept of these systems is quite simple. The rejects, which consist mostly of bundles of incompletely defibred wood, are dewatered and passed through a refiner, and the pulp produced is recycled to the screen input. In designing such systems suitable allowances, in the form of storage or standby equipment, must be made for scheduled downtime for refiner plate changes and for breakdowns. This is particularly important in systems that must recover the bull screen rejects since these are bulky and irregular, causing relatively frequent equipment blockages.

5.3 Kraft Washing and Screening

5.3.1 Process Concepts. The efficiency of the unbleached pulp washing system is one of the keys to the operation of a kraft pulp mill with minimal water pollution. The

lignin and related material separated from the fibres during cooking must be recovered from the pulp stream by the washing system and routed to the recovery department, or they will be discharged to sewer in the screening system or subsequent operations. The lignin is toxic to fish and is difficult to remove by biological treatment, so that high losses from the washing area tend to have a disproportionately large impact on effluent quality. Refer to Figure 11 for a flowsheet of a typical older screening system and Figure 12 for a typical modern one.

There has been a general trend toward increasing the efficiency of existing brownstock washer systems by installing additional stages and improving instrumentation. Most new systems are designed to operate with a loss of under 7 kg/t pulp unbound soda, expressed as sodium sulphate. Consideration of the washing process indicates that the BOD and the toxic chemical content for the effluent from brownstock washing and screening systems is directly proportional to the unbound soda loss (41).

The continuous diffusion washer described in Section 5.3.2 has been selected for almost all new brown stock washing systems in Canada since 1973, and some have been installed in series with existing drum washers to increase the liquor recovery efficiencies. The total capacity of brown stock diffusion washers installed in Canada up to the end of 1982 was 9200 t/d which represents about 30% of the total kraft pulping capacity.

In theory, washing efficiencies obtained with the traditional vacuum drum washers can be as high as with the diffusion washers, resulting in equally low effluent BOD and toxicity. However, more spills and foam overflows generally occur in drum washing systems due to the high recirculating liquor flows and large quantities of air entrained with the pulp in the washer droplegs. These difficulties can be overcome by installing sufficient foam handling and spill tank capacity, but this is expensive. Since most mills that have chosen drum washers have done so to minimise capital cost, a completely adequate foam handling system is rare in a kraft mill drum washing plant.

The flat belt washer was introduced in the late 1970s and is described in Section 5.3.4. It may offer equal performance to the diffusion washer, but little full scale operating information is available to date.

A systems approach to the design of the complete pulping, washing, screening and liquor recovery cycle is essential if the optimum design of the washing and screening area is to be attained. The necessary theoretical process knowledge was available by about 1965, but the amount of work and the time necessary for the calculation of the many possible alternatives limited the use of this knowledge in most new mill design projects. Since the late 1970s, cost-effective and efficient computer methods have been

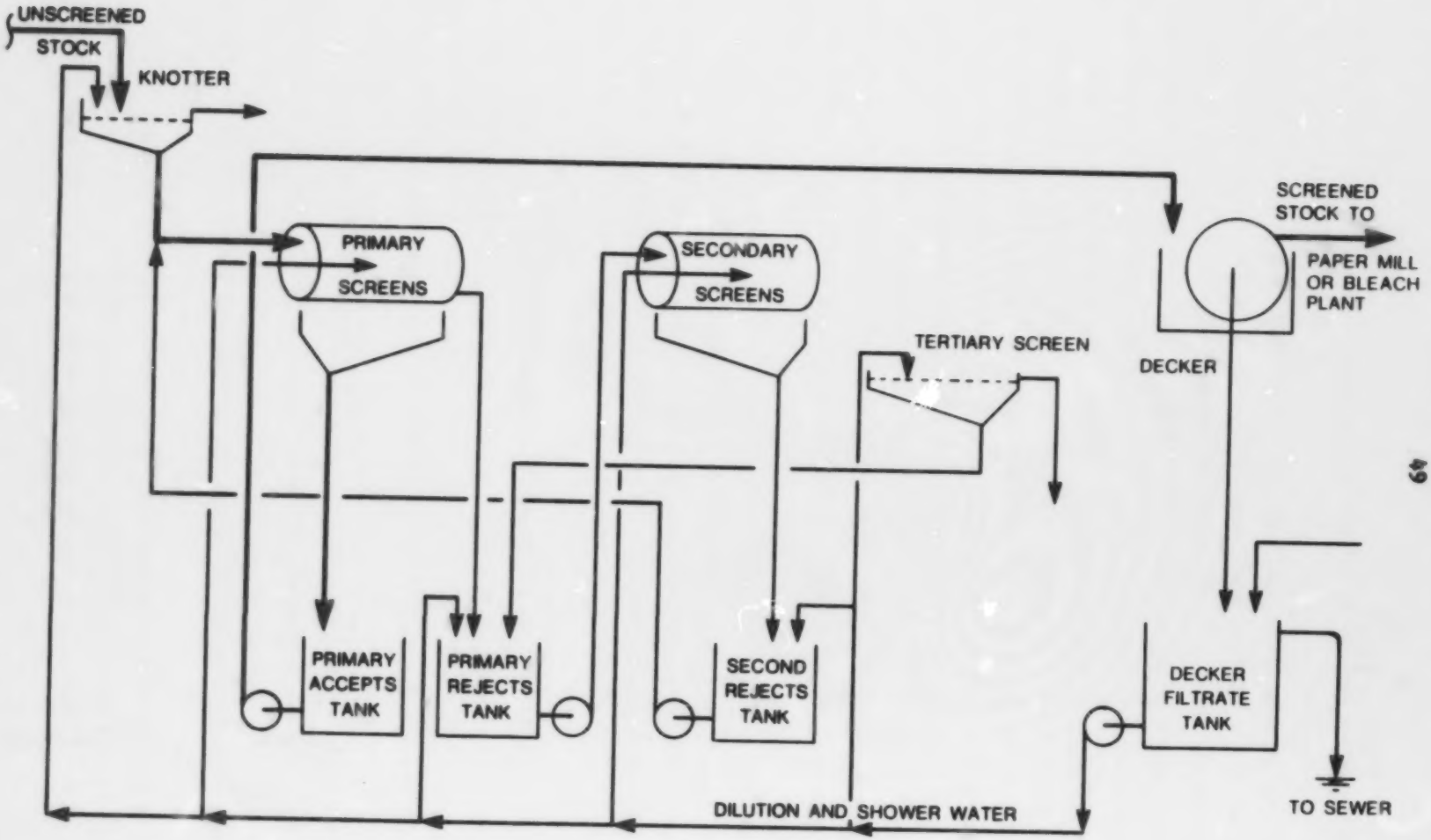


FIGURE 1: PULP WASHING AND SCREENING (Open system)

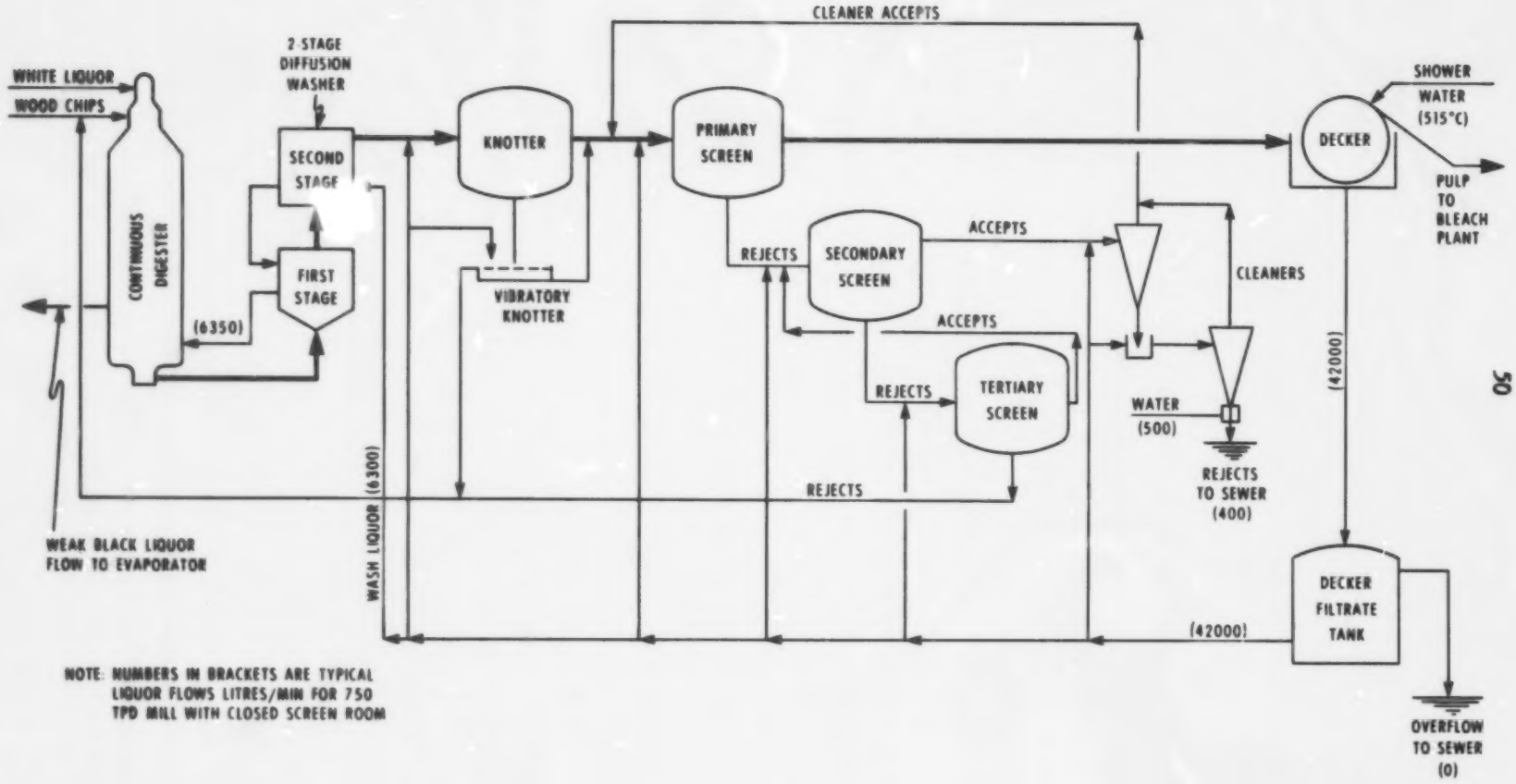


FIGURE 12 PULP WASHING AND SCREENING (Closed System)

available, and are being used increasingly for the design of new mills and optimisation studies for existing installations.

Mill design flowsheets commonly show the only exits of liquid from the washing and screening process as being with the washed pulp and the weak black liquor that goes to the evaporaters. However, the operation of a kraft screen room system without any excess water flowing to the sewer from the screening system is impractical unless all aspects of the design of the system and the equipment selection are appropriate. The principal variables are the soda loss of the last washer upstream of the screens, the wood species, and type of washing and screening equipment. The maximum acceptable unbound soda loss is 3 to 12 kg/t pulp depending on the species and equipment. The most resinous softwoods require the most efficient washing and hardwoods the least. Diffusion washers cause less air entrainment in the stock than drum type washers, so a higher soda loss can be tolerated. A higher soda loss prior to screening is tolerable with pressure screens than with centrifugal screens. With resinous woods, it is usually impracticable to operate a open rotary screening system without a continuous overflow to sewer from the decker.

Where the washing and screening system can be operated on a closed cycle, the screen room and decker become integral parts of the washing system and the effluent BOD from this area will typically be reduced by at least 60% compared to effluent from a system where substantial overflow to sewer from the decker seal tank occurs. Most existing mills with oxygen bleaching systems operate in a closed cycle, but relatively few others do.

Figure 12 is a simplified representation of a modern kraft p[illegible]g washing and screening system typical of recent installations in Canada, utilising diffusion washers and closed pressure screens and knotters. Note that the flow of decker filtrate (frequently described as unbleached white water in the literature) is large relative to the incoming shower water flow.

The key difference between open and closed screening systems is that the open screen room would have a substantial overflow from the decker filtrate tank, typically 5 - 15 m^3/t pulp. Most of the residual organic material not recovered in the pulp washers flows to sewer in this stream and is one of the major sources of BOD and toxicity in the mill effluent.

In an actual screening system several items of equipment are placed in parallel in most unit operations, and the practicalities of pumping system design and process control mandate tanks at several points.

Most existing pressure screening systems are similar in design to the traditional open screen systems to the extent that each stage discharges into a tank or chest where the necessary dilution water is added prior to pumping to the next stage. Some recent installations have eliminated most of the intermediate tanks by connecting the knotters and screens directly together, generally as shown in Figure 12. This reduces the frequency of overflows, simplifies the operation, and reduces the pumping power required.

Modern systems minimise foam generation by avoiding free falling liquid streams to the extent feasible and by avoiding the open screens and vacuum washers that lead to air entrainment. Overflows are generally connected to other tanks as appropriate, with the ultimate overflow at a controlled point, usually the decker filtrate tank.

It is generally desirable to operate the system so that there is no overflow of decker filtrate. However, a careful analysis of the complete black liquor system is required to determine the optimum method of operation of the available equipment. In a bleached kraft mill it may be more environmentally advantageous to discharge some of the screen room decker filtrate than to have the residual black liquor reach the bleach plant and be discharged in chlorinated form.

In the example in Figure 12, centrifugal cleaners are installed to remove sand and similar heavy material. This requires a discharge of liquid from the system, but the discharge of BOD and sodium salts is reduced by use of elutriation water at the secondary cleaner discharge. This allows the heavy debris collected in the cleaner to exit but only a relatively small proportion of the liquid with it is from the decker filtrate cycle.

5.3.2 Diffusion Washing Equipment. The diffuser assembly is a series of concentric double-sided screen rings approximately 500 mm apart. Each ring of the diffuser is made of two perforated plates spaced and joined approximately 50 mm apart. The screen plates are welded together top and bottom to form a hollow shell with a drainage channel at the lower end. The screen assembly, made up of several rings of screen plates, is interconnected and supported by radial drainage arms as shown in Figures 13 and 14.

High consistency pulp enters the conical bottom of the unit and passes slowly upwards through the diffuser(s). There may be one to three in series, installed vertically above one another.

The washing medium is introduced into the pulp through rotating distribution nozzles. The nozzles rotate at approximately 7.5 rpm. Passing between the screen rings, the discharge from the nozzles leaves a path of washing medium in the pulp. The wash

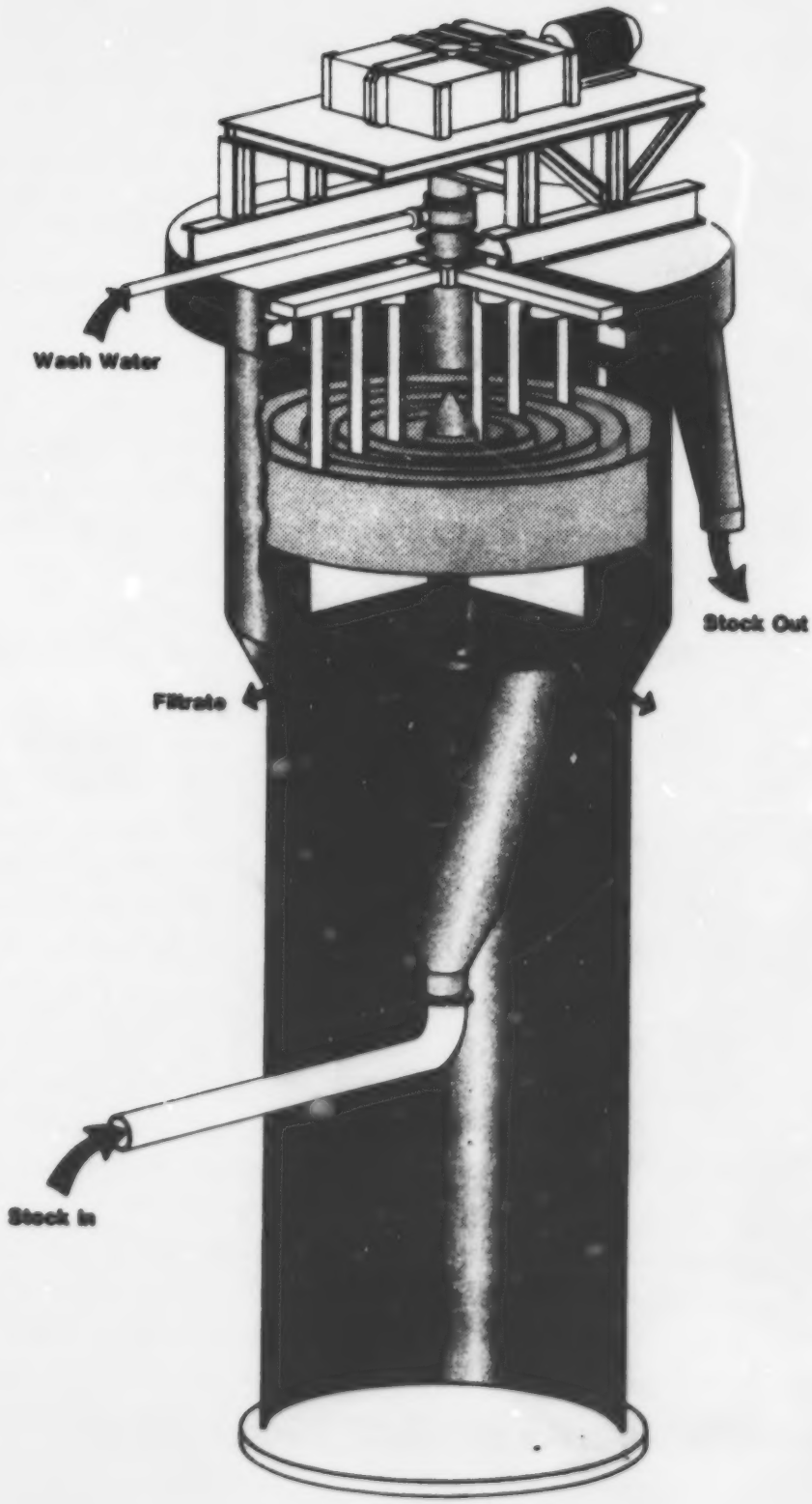


FIGURE 13 SINGLE-STAGE DIFFUSION WASHER (Kamyr)

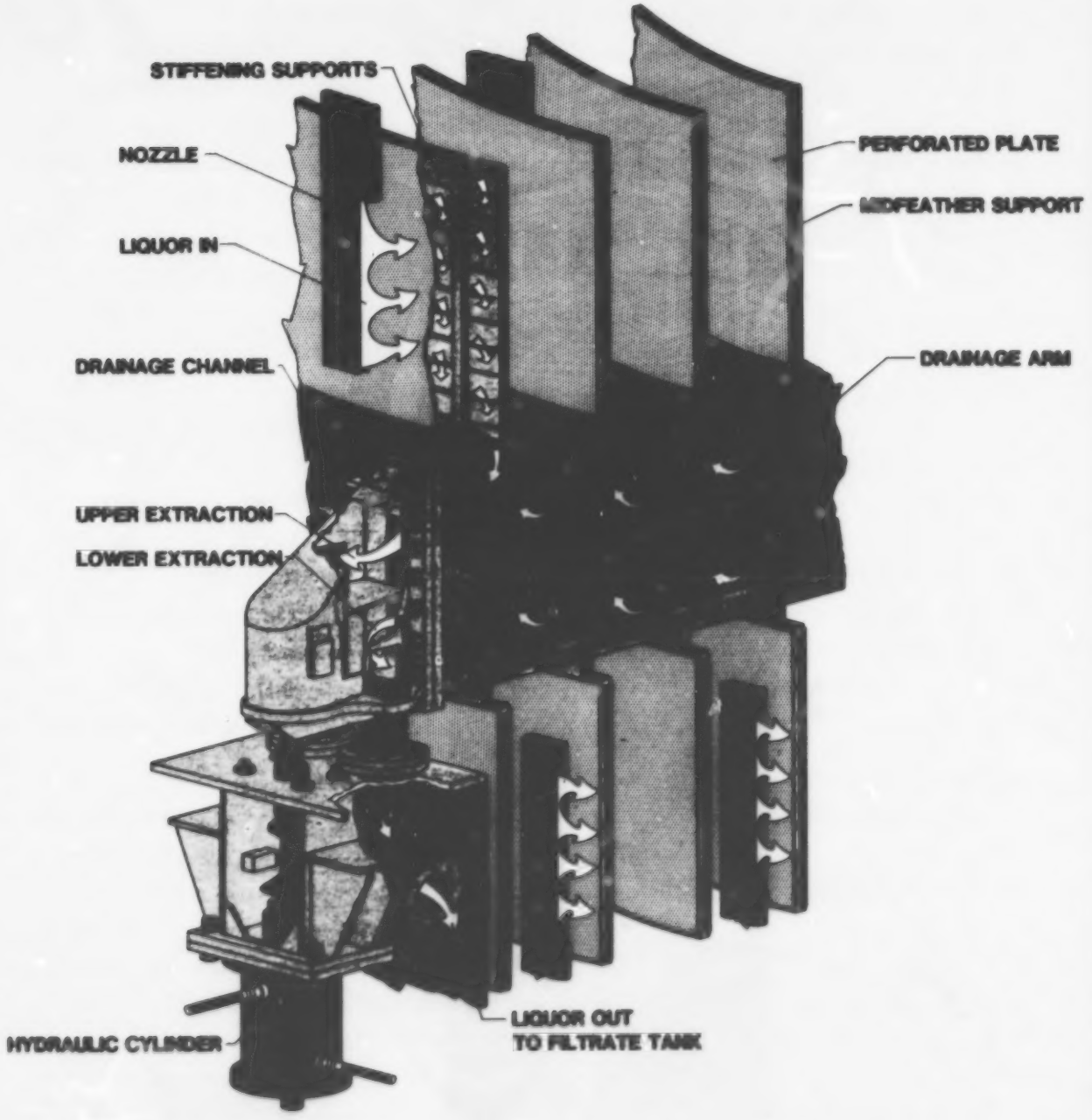


FIGURE 14 INTERNAL MECHANISM OF TWO-STAGE DIFFUSION WASHER (Kamyr)

liquor then rapidly displaces the liquor in the pulp both outwardly and inwardly to the nearest screen ring.

Displaced liquor, collected through the screen rings, flows into the drainage channel, then into the radial drainage arms and from there it is directed into the collecting headers outside the tower shell. It then flows into a small filtrate tank to be pumped to the preceeding washing stage. The washed pulp is discharged at the top of the diffuser tank by means of a scraper which moves the pulp horizontally to a pulp collection launder ring.

During the operation the whole diffuser screen assembly is moving up and down in the pulp. Automatically operated hydraulic cylinders lift the screen assembly at a speed which slightly exceeds the upward velocity of the pulp through the tower. At the end of the lift, the screen assembly is moved rapidly downwards. This latter movement between the screen unit and the pulp keeps the plate perforations wiped free of fibres. This cycle is continually repeated, with an upstroke duration of approximately one minute, and less than one second for the downstroke.

A feature of diffusion washing is that the pulp remains at about 10% consistency throughout the washing process, eliminating the high flows of recycled filtrate which are required in the traditional drum washing system, decreasing pumping power and substantially reducing the volume of potential overflows.

The multi-stage diffusion washer system is also used in a few cases to wash batch digester produced pulp. Stock from the batch digester blow tank is pumped to the inlet of the diffuser tower. The pulp is thickened to approximately 8 to 9% consistency with the first diffuser. The subsequent washing stages operate as previously described.

5.3.3 Pressure Diffusion Washer. The recently introduced pressure diffusion washer is a variation of the conventional diffusion washers described above. The washing performance is similar to the diffusion washer, but the quoted prices are lower and installation is simpler, so that the pressure diffusion washer appears to have the potential to allow mills to improve washing efficiencies at lower cost that in the past (42).

The washer is shown in Figure 15. From ground elevation to the top of the hydraulic system the approximate dimension of a 500 tonne unit is 1.5 m diameter and 11 m high. It is quite small relative to traditional designs, and lends itself to shop fabrication, which reduces total installed costs.

The washing equipment is contained within a pressure vessel, which is designed to withstand full digester pressure, although it normally operates at lower pressures. The

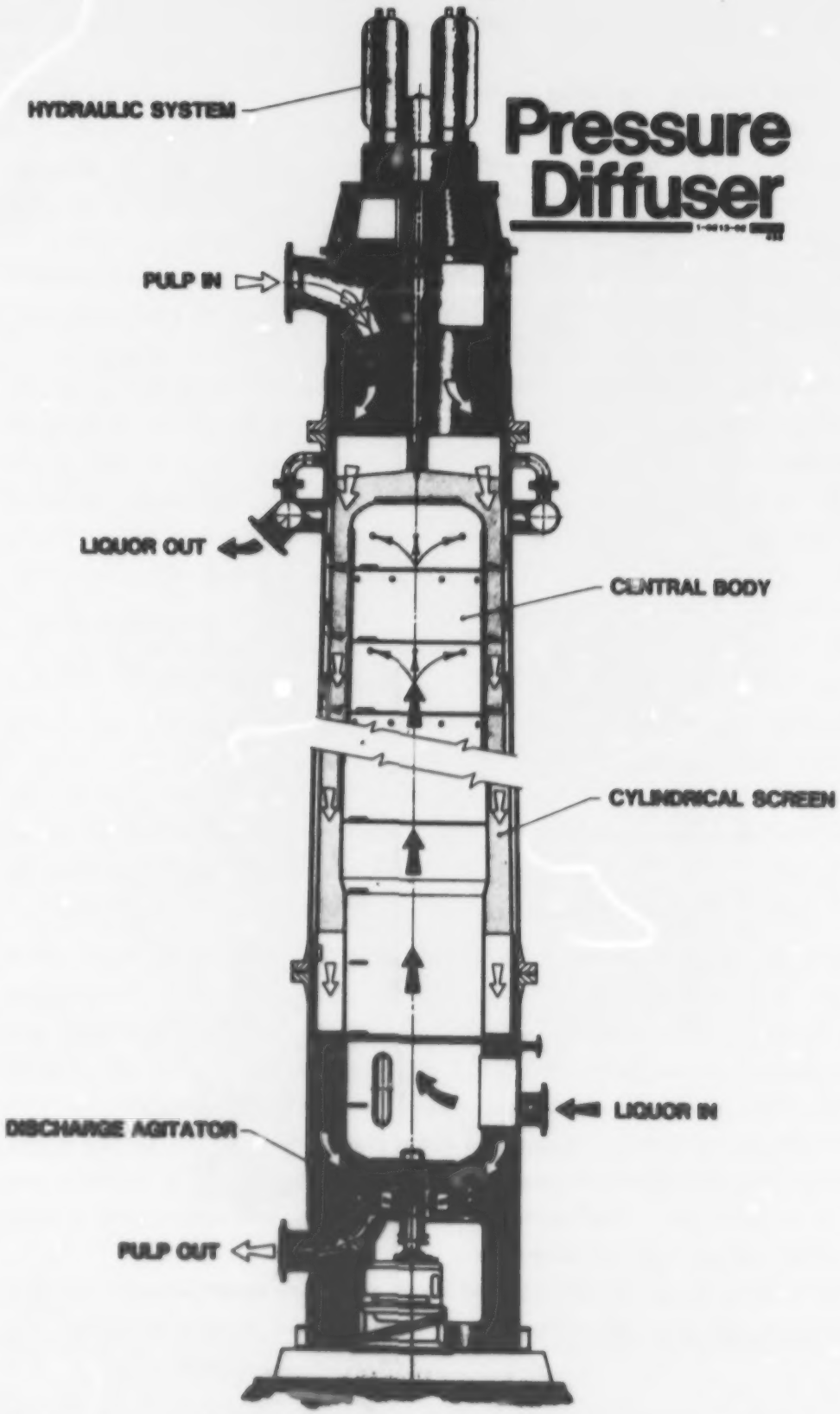


FIGURE 13 PRESSURE DIFFUSION WASHER

pulp, at a consistency of 10 to 12%, enters the top of the pressure diffuser and moves downward as a mat between the stationary central body, and the moving perforated cylindrical screen and is removed at the bottom of the vessel.

The central body is supported at the bottom by three supports, one of which is utilised to introduce the wash medium. This wash medium, at a pressure of about 100 kPa higher than the operating pressure of the machine, flows from the central body, through the pulp mat, through the moving cylindrical screen, and is extracted continuously from the pressure diffuser through an extraction header.

The cylindrical, slightly tapered stainless steel screen moves downwards together with the pulp flow. A single hydraulic cylinder supplies the power to move the screen downward at a speed consistent with the pulp flow and then rapidly upwards. The fast upstroke of the tapered screen clears the opening to prevent plugging.

The pressure diffuser allows control of the pulp stream temperature by indirect heating or cooling of the wash medium, if required.

5.3.4 Pressure Drum Washers. Many pressurised drum pulp washers have been installed since the early 1950's in various kinds of pulp mills, mostly in Europe. Use of pressure instead of vacuum has made multi-stage washing on a single drum possible, and the totally closed design allows washing in a hot environment, improving filtration properties of the pulp and reducing the volume of liquor to be evaporated. Typical six-stage, two- or three-drum pressure washing lines are reported to have a total Norden "E" factor of 9-12 complete cycles of pulp mixing with wash water and dewatering to the original consistency.

The total vent gas volume is very much lower than for vacuum drum washers, facilitating collection and incineration for odour control.

5.3.5 Flat Belt Washer. Ontario Paper Company and Georgia Pacific Company have independently developed flat belt washers for pulp washing. They have been used in several mills to date, reportedly successfully. They appear to offer advantages with respect to minimal foam generation and low volumes of malodourous gases requiring incineration that are comparable to those mentioned previously for the diffusion washers.

Flat belt washers are designed as a Fourdrinier-type, multi-stage, counter-current, enclosed machines. Figure 16 shows a five-stage washer. For illustration purposes, each separate washing stage is shown with one suction box but several are ordinarily used in practice.

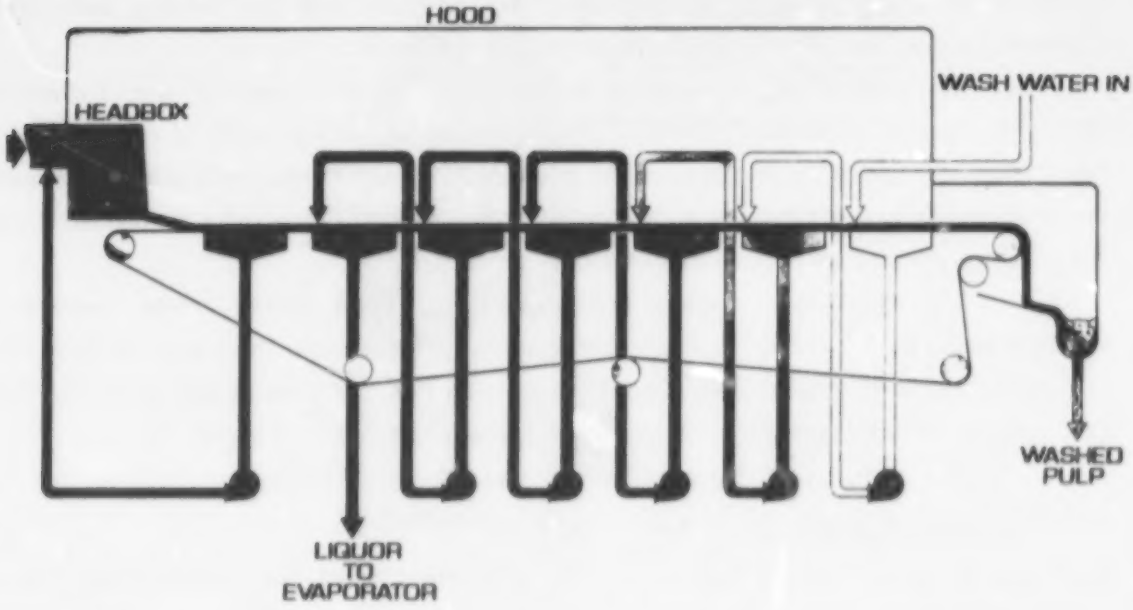


FIGURE 16 FLAT BELT WASHER SCHEMATIC (Black Clawson)

Pulp is pumped into the gravity feed headbox for distribution between the deckles, onto the forming fabric. The consistency of the stock entering the headbox is more dependent upon the equipment that precedes the washer than on any requirement of the washer itself. Thus, either screened or unscreened pulp can be washed at the washer inlet consistencies of approximately 1.0% - 4.0%.

An endless fabric transports the pulp from the headbox to the discharge end of the machine. Suction boxes which collect the liquid displaced through the pulp are located immediately under the wire, from the headbox to the discharge end. The area between the headbox and the first shower dewaters the pulp from inlet consistency up to displacement consistency, which is about 10 - 12%.

Once the pulp mat is formed it is not rediluted to inlet consistency again, as would be the case in traditional drum washers. The pulp mat passes under the series of showers where the filtrate from the succeeding washing stage flows onto the mat.

The filtrate pumps are controlled to maintain the liquor level in the suction box a few centimetres below the pulp mat, so that there is little opportunity for free falling black liquor to entrain air.

A pressure of about 50 kPa is maintained by the recycle of air and water vapour by a blower, eliminating the need for the vacuum drop leg found in traditional drum washers.

Flat belt washers are discussed in more detail in references 43, 44 and 45.

5.4 Sulphite Pulp Washing and Screening

The principles and practical limitations of washing and screening sulphite pulp are very similar to the foregoing discussions on kraft washing. However, in the case of sulphite mills without chemical recovery systems or by-product manufacture, there is no advantage in attempting to wash efficiently with minimal amounts of water. The normal practice in such cases is to wash on simple equipment with relatively large amounts of water. Most mills manufacturing spent sulphite liquor by-products have an excess of liquor solids available, so the normal practice is to extract the strongest liquor from the digester or blow pit, and then wash the pulp as if there were no recovery.

In the case of sulphite mills which desire to recover a high proportion of the spent liquor solids, equipment similar to that described above for kraft is used. However, the washing efficiencies are lower for sulphite, partly due to the high cost of the stainless steel washers and equipment required, which limits the number of stages. Even when the sulphite mill washing system efficiency is relatively low, it is not a major contributor to the total mill effluent BOD, since the evaporator condensates are much more significant than kraft condensates. Some of the sulphite mills with chemical recovery systems also manufacture dissolving grades of pulp, so that the bleach plant BOD is also very high. Dissolving grade mills also have to discharge raycells and resinous material from the screen area, further adding to the BOD, and making a closed-cycle screening operation of the type discussed above for kraft impractical.

To summarise, the opportunities for in-plant BOD and toxicity control in sulphite mill washing and screening departments are very limited compared to kraft mills.

5.5 Washing and Screening Neutral Sulphite Semichemical Pulp

NSSC pulp is normally washed by pressing out the liquor with high pressure screw presses and screened in a closed-cycle screening system. The obstacles discussed above concerning recycle, foam, etc. are generally easily overcome in NSSC pulp.

6 BLEACHING OF PULP

6.1 General

Chemical pulps are usually bleached immediately after the washing stages described in Section 5 in a continuous bleach plant installed adjacent to the pulp mill. About 70% of the kraft pulp and 20% of the sulphite pulp produced in Canada is bleached. The conventional bleaching process is the source of about half the BOD, most of the colour and much of the toxicity in the effluent from a typical bleached kraft mill, but are relatively less significant factors in paper grade sulphite mill effluents. Bleaching dissolving grades of sulphite pulp generates relatively large BOD discharges. The bleach plant effluent normally contains very little suspended solids and it is often routed directly to secondary effluent treatment facilities, by-passing the primary treatment system.

Mechanical pulp is now bleached more frequently than in the past, but this has significantly less environmental significance than bleaching chemical pulp, and is discussed separately in Section 6.5. The following discussion refers primarily to bleaching kraft market pulp, which is by far the predominant application of bleaching in the Canadian pulp and paper industry. The basic technology of the various bleaching processes are described in reference 6 and it is assumed that the reader is familiar with them. Detailed information is provided in reference 46.

Oxygen bleaching, or delignification, has been used in place of chlorine in the first bleaching stage in many mills, mostly in Europe and the U.S., and it is debatable whether it should be considered bleaching or pulping. All variations of oxygen delignification are discussed in this section.

The following abbreviations are widely used in discussing bleaching sequences, and have been adopted in this report.

C Chlorination stage, where pulp is treated with gaseous chlorine, primarily to oxidize and chlorinate the residual lignin so that it can later be dissolved out in hot alkali.

E Caustic Extraction; dissolution of reaction products with sodium hydroxide.

O Treatment of pulp with elemental oxygen, in alkaline conditions.

D Reaction with chlorine dioxide, applied as an aqueous solution.

C_d Chlorination with small, usually 10%, replacement with equivalent chlorine dioxide.

D_C Sequential addition of chlorine dioxide and chlorine in the same bleaching stage; implies greater than 10% chlorine dioxide substitution.

H Reaction with sodium or calcium hypochlorite.

P Reaction with hydrogen peroxide.

Subscripts 1,2, etc. are frequently used to indicate first, second, etc. (e.g., E_1, E_2). The subscript "g", refers to gaseous applications.

6.2 Chlorine-Based Bleaching Sequences

Most of the chemical pulp bleached in Canada is processed by CEDED, CEHDED or similar sequences. This process became established in the 1950s and has been the subject of extensive research into the sources of environmental contaminants and potential mitigative measures.

The efficiency of the pulp washing stages that preceed the bleach plant often have as much impact on the bleach plant effluent characteristics as the bleaching process itself. Essentially, all residual lignin that is not removed from the pulp by the washing system will be discharged with the bleach plant effluent, usually in a chlorinated form which is normally even less environmentally desirable than the lignin itself. Effective brownstock washing is a prerequisite to action in the bleach plant itself to minimise effluent discharges, and any analysis of data concerning such effluents must take into account the lignin content of the unbleached pulp.

6.2.1 Effluent Flow. Although there are no regulations limiting the volume of flow of effluent from bleach plants, it is generally environmentally desirable to minimise the flows, as a significant part of the cost of treating the effluent is directly proportional to its flow. The BOD removal efficiency of conventional effluent treatment plants is normally somewhat higher when treating the more concentrated discharge that results from low effluent flows. However, since the toxicity of a pulp mill effluent is effectively defined in terms of the concentration of the toxic elements in it, reducing effluent flow usually increases the measured toxicity, although the mass flow of toxic chemicals to the environment may not change.

All the water used in the bleaching process has to be heated to the operating temperature (30 to 75°C, depending on the stage), so that any decrease in water use normally reduces bleach plant steam consumption. Since bleach plant effluents are not normally used elsewhere in the mill, any decrease in water input to the bleaching process is normally accompanied by a corresponding decrease in effluent flow.

In the 1960s, bleach plant effluent flow was typically about 100 m^3/tonne pulp, but this has been decreased in many operating mills by various process modifications; some mills use as little as 25 m^3/t. The reductions in effluent flows have been accomplished primarily by countercurrent washing, which is the recycle of filtrate from one washing stage to one of the preceding stages. The concept is very simple, but there

are a number of constraints on the extent to which filtrate re-use can be implemented, particularly in older mills, although solutions have been developed to many of the problems.

Corrosion is the most general problem in older installations, since recycle raises the temperatures and most of the chemical concentrations. The pH may also be lowered, which tends to accelerate corrosion, but judicious selection of the filtrate recycle design can mitigate this to a large extent. Very high molybdenum stainless steels, titanium, or plastics have been used in many recently installed bleach plants for virtually all wetted parts to minimise maintenance and to allow higher chloride concentrations. The metallurgy in some older plants has been upgraded, but capital costs can be relatively high. Chloride concentrations up to about 6000 mg/L are considered acceptable in some mills, which theoretically corresponds to effluent flows lower than 20 m^3/t, indicating that chloride concentration, in itself, is not yet an absolute limit on effluent recycle in bleach plants. Where titanium has been used for chlorination washers and other critical parts, it has been successful in reducing mill maintenance costs, and chloride concentration is eliminated as a constraint on filtrate recycle, although the capital cost is substantial. References 47 and 48, which discuss the closed-cycle kraft mill, include further information on corrosion problems and solutions in systems with very low effluent flow.

The temperature in the chlorination stage has traditionally been a major constraint on filtrate recycle. Since the following stages must operate at temperatures around 70°C, recycled filtrate from them would be at a similar temperature. The temperature of the pulp entering the chlorination stage would be over 50°C in many cases, so it was common practice to use cold water as stock dilution to limit the chlorination temperature to about 30°C to avoid fibre degradation. However, the successful introduction of new equipment and developments in process knowledge make dilution no longer necessary and many mills now operate successfully with temperatures up to about 70°C in the chlorination stage. The principal innovations that have made this change possible are improved mixing equipment to diffuse the gaseous chlorine rapidly through the pulp slurry and the use of optical instruments to estimate the degree of chlorination, facilitating effective feedback control of the chlorine addition rate. Improved instrumentation which regulates the mass flow and consistency of the pulp entering the chlorination stage is also helpful in attaining the precise control of the the degree of chlorination necessary for successful operation at high temperatures.

As well as decreasing effluent flow, the operation of the chlorination stage at high temperature decreases the amount of steam required to heat the pulp in the subsequent extraction stage.

In many bleach plants the instrumentation, seal tank and piping systems are not designed to facilitate effective filtrate recycle, so that operators are forced to maintain continuous overflows from each seal tank to avoid instability in the system. Careful attention to these points in the initial mill design is essential to attain optimum operation, but most existing mills can readily be upgraded to approach the optimum in this respect.

The foregoing discussion on lowering bleach plant effluent flows refers to conventional drum washer systems, and is applicable to the modification of existing plants as well as the design of new ones. Displacement bleaching, discussed in Section 6.3, is a completely different approach, which allows lower effluent flows.

6.2.2 BOD. The BOD of bleach plant effluent depends primarily on how much of the unbleached pulp must be dissolved to attain the desired brightness. For typical softwood plants bleaching to a brightness of about 90 Elrepho for market pulp grades, about 7% of the original pulp is extracted and discharged to sewer. This loss of pulp, expressed as a percentage of oven dry pulp, is generally known as shrinkage. The shrinkage with hardwood pulps is normally a few percent lower.

If the pulp entering the bleach plant is not effectively washed, the residual black liquor will be removed by the bleaching equipment, substantially increasing the BOD apparently originating in the bleach plant. The lignin in the residual black liquor will react with the chlorine, consuming substantial quantities of it, increasing bleaching chemical cost and increasing the concentration of chlorinated lignins in the effluent. The latter has an undesirable effect on effluent toxicity, as discussed in Section 6.2.3.

Assuming that the pulp is adequately washed, a range of possible trade-offs remain between the degree of delignification attained in cooking and that in bleaching, and mills that cook the pulp to lower kappa numbers (signifying lower residual lignin content) will have lower bleach plant BOD discharges. However, in practice the range of possible variation in kappa number is limited, so that bleach plant effluent BOD is normally in the range of 15 to 25 kg/t pulp, and in any one mill the decrease in bleach plant effluent BOD attainable by manipulation of the unbleached kappa number is limited to a few kg BOD/t.

6.2.3 Toxicity. The bleach plant is the principal source of effluent toxicity in most bleached kraft mills, provided that the unbleached pulp washers and the chemical recovery system are performing adequately. Where there are high losses of black liquor solids in the pulping and recovery areas, the bleach plant will be a major, but not predominant, source of the total mill effluent toxicity.

A number of mills have modified the bleaching sequence to substitute chlorine dioxide for some of the chlorine in the chlorination stage, to decrease the effluent toxicity. The degree of substitution practiced varies from a few percent to 70%, with the higher values being used where the maximum attainable decrease in toxicity is required. The use of around 10% chlorine equivalent is commonly referred to as low substitution and it is generally accepted that effluent toxicity, BOD and colour are improved when a small proportion of the chlorine is replaced by chlorine dioxide.

With respect to higher substitution of chlorine, the literature abounds with conflicting data on the efficacy of toxicity removal attained by this process modification. At least one Canadian market kraft mill using high chlorine dioxide substitution has reported compliance with federal toxicity regulations without biological treatment of the effluent. It is generally agreed that there is some improvement, but the degree of toxicity removal reported varies from negligible to substantial. In most cases, there is a chemical cost increase associated with the substitution of chlorine by chlorine dioxide which can vary from a few cents to several dollars per tonne pulp depending on local chemical prices and, more significantly, the overall mill chemical balance. A capital cost is also involved in the installation of sufficient chlorine dioxide generation capacity. However, there are also some advantages in terms of decreased shrinkage and improved pulp quality, in addition to the obvious potential savings in effluent treatment costs.

Interpretation of the data in the literature is complicated by the variety of mill configurations and battery limits evaluated, as well as by the inherent variability of the toxicity test itself. In view of the range of data and the surrounding controversy, values have been omitted from this section and the reader is invited to consult the literature (49,50,51,52,53,54).

The increased hypo bleaching sequence modifications discussed in Section 6.2.4 are also reported to have some beneficial effects on effluent toxicity.

6.2.4 Colour. Assuming that the brown stock washing and black liquor recovery systems are operating properly, with reasonably low losses of black liquor solids, the first E (caustic extraction) stage of the conventional chlorine-based bleach plant is by far the

most significant source of colour in the mill effluent, as indicated in Table 13. The data are based on reference 55, and are typical for the Canadian industry. The units used are American Public Health Association (APHA) chloroplatinate units, so the kg/t represents an abstract quantity which is the best way of defining the total quantity of colour material discharged.

TABLE 13 SOURCES OF BLEACH PLANT EFFLUENT COLOUR

Stage	Softwood (kg/t pulp)	Hardwood (kg/t pulp)
C	50	26
E	226	78
D	11	6
E	6	4
D	1	1
Total	294	115

It is clear that the E stage is the most significant, and that any in-plant modifications to reduce the mill effluent colour must modify or eliminate this stream. The few external treatment processes for effluent colour are mostly based on segregation and treatment of this stream.

A number of chlorine-based bleaching sequences have been developed in research laboratories which decrease effluent colour, and to some extent toxicity and BOD (49,53,54,55,56,57,58,59,60). In most cases they involve some penalty in operating cost and/or pulp quality, but they have been judged more cost-effective than external colour removal systems by several U.S. mills. They are based on the use of sodium hypochlorite to replace some or all of the sodium hydroxide in the extraction stage, and usually use a high degree of chlorine dioxide substitution in the first stage of the bleaching process.

Several external effluent treatment techniques have been developed to decrease the colour in bleach kraft mill effluents (55).

6.2.5 Mutagenicity. A number of recent publications have discussed the mutagenic activity of bleach plant effluents (59,61,62,63). It is generally agreed that only the

chlorination-stage effluents are mutagenic, as determined by the Ames test, but it is not yet clear whether this has any significant effects on the environment or human health.

It has been suggested by Rapson (63) and others that substitution of the chlorine by chlorine dioxide eliminates mutagenicity, and several workers have shown that raising the effluent pH to about 10 is also effective. Lesser increments in pH are beneficial, but not completely effective.

No references were found to any mutagenetic effects of bleach plant effluent on humans, nor were any found concerning any full-scale treatment measures taken by any mills. Research in the field is continuing and further data will become available during the 1980's.

6.2.6 Chlorinated Organic Compounds. A number of publications have been issued on the content of chlorinated organic compounds in bleach plant effluents, particularly with respect to chlorinated phenols (52,62,64). The lower molecular weight (under 1000) chlorinated organic compounds are reportedly acutely toxic to fish according to the types of functional groups and the degree of chlorine substitution on the aromatic ring. They can also cause tainting of fish flesh and are resistant to conventional biological treatment processes.

Compounds identified thus far account for only a small fraction (less than 2%) of the total organically bound chlorine. Typical quantities of chlorinated organic compounds in bleach plant effluents are 3-8 kg/t pulp. Biological treatment decreases this, but some compounds (such as chlorinated guaiacols) are unaffected.

6.2.7 Sulphur Dioxide Treatment of Chlorination Effluent. The effluent from the bleach plant chlorination stage is one of the principal sources of toxicity to fish in most bleached kraft pulp mills. It has been shown that if residual chlorine is stripped from chlorination stage effluent, the pH is raised to 5.5 and about 0.02% sulphur dioxide is added, the effluent toxicity will be substantially decreased or eliminated. The work performed indicates that the performance of this treatment process varies between mills and wood species, as with most effluent treatment processes, and that it is essential that the unbleached pulp be washed effectively prior to bleaching. This process was used successfully for a short time in the 1960's, and has received renewed attention in research recently (60,65,66).

6.3 Displacement Bleaching

In 1964 Rapson and Anderson of the University of Toronto proposed that pulp be bleached by diffusing chemical solutions through a pulp mat at a consistency of about

10%, instead of using the traditional reaction towers. Their papers and patent were entitled "Dynamic Bleaching", and the term is still used by some authors. Although they were able to demonstrate the technical feasibility of this on a laboratory scale, it was not until the early 1970's that Kamyr developed practical equipment for commercial production. By 1976 the process, now known as displacement bleaching, was operating in three mills and had demonstrated its ability to bleach pulp with very low water consumption, and hence very low effluent flows.

Most of the bleaching process is carried out in a single displacement bleaching tower, decreasing water consumption by eliminating interstage dilution and substantially reducing bleach plant space requirements. About a dozen such plants are operating, but none in Canada.

Displacement bleaching is, in effect, an equipment variation on the conventional process in that it does not produce any decrease in BOD, COD, colour or organic discharge, although it renders the effluent more manageable by reducing the volumes substantially. Effluent volumes as low as 10 m^3/t have been reported, but most dynamic bleach plants discharge about 15 m^3 effluent per tonne of pulp.

In addition to facilitating conventional biological treatment of the effluent, the low flows common in displacement bleach plants are well adapted to the requirements of the Rapson closed-cycle mill concept discussed in Section 9.

A modern CEDED displacement bleach plant is shown in Figure 17. Unbleached pulp from the decker is diluted with chlorination filtrate and is pumped through mixers into the displacement bleaching tower. Gaseous chlorine and chlorine dioxide solution are added to the pulp in the mixers. As the chlorinated pulp moves into and up the tower and passes through the lower set of concentric diffuser screens, chlorination filtrate is extracted and displaced by a caustic solution.

A series of concentric screens at each diffuser level, similar to those in the diffusion washers in Figures 13 and 14, are connected by a structure which carries the filtrate out of the tower to a filtrate tank. Three hydraulic cylinders drive each diffuser and are attached to the outside of the tower. They drive the diffuser upward for about 70 seconds, pause for about 5 seconds while a back-flush system cleans the fibres off the screen plates, and then return rapidly to the original position. This cycle is continuous and automatically repeated. A central vertical shaft turns inside the tower, with hollow horizontal arms attached at each diffuser level carrying nozzles which move between each pair of concentric screens. Fresh chemical solution is pumped into the top of the shaft and then flows into the pulp through the nozzles at the appropriate level.

TYPICAL DISPLACEMENT BLEACHING INSTALLATION WITH FIVE BLEACH STAGES IN ONE TOWER C-E-D-E-D

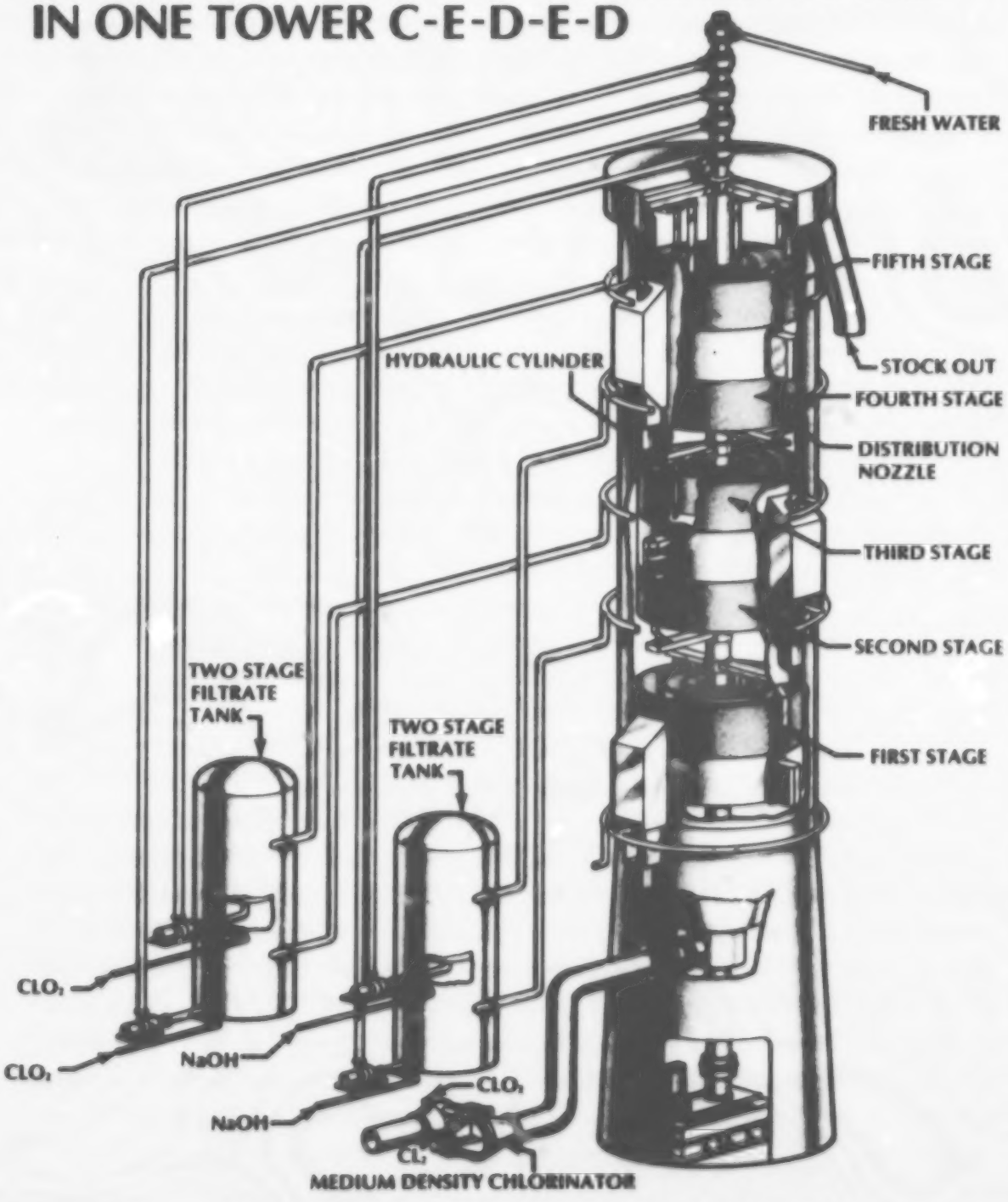


FIGURE 17 DISPLACEMENT BLEACHING SYSTEM (KAMYR)

As the stock passes upward between the screen rings, the solution contained in the stock is displaced by the incoming liquor, through the diffuser screens, to an external header and then flows to the filtrate tank. Rotating nozzles introduce chlorine dioxide solution at rates that maintain about 10% stock consistency. As the caustic impregnated stock moves up through the tower it reaches the second diffuser.

The D_1 bleaching stage starts with chlorine dioxide solution displacing E_1 filtrate in the second diffuser and ends when the solution is extracted at the concentric screen plates at the third diffuser (the second E stage), where sodium hydroxide solution displaces the chlorine dioxide. In the fourth diffuser chlorine dioxide solution displaces the E_2 stage filtrate.

The stock continues its upward flow to the fifth diffuser where the used D_2 solution is displaced by hot wash water which is pumped through the top set of nozzles. Retention time in each stage at design rate is 10 to 15 minutes. E_2 and D_2 extraction screens are combined to form a double diffuser assembly similar to the E_1 and D_1 screens.

Extraction filtrate from each stage is collected in pipes which circle the bleaching tower at each diffuser screen level. The filtrate flows from these circular collection pipes to small individual filtrate tanks.

A scraper unit is attached to the central rotating shaft at the top of the tower to move the bleached pulp into a launder ring where it drops down to a thick stock pump which transfers it to the bleached high density tanks.

Some of the early installations utilised a traditional low consistency reaction tower for chlorination, due to unknown factors concerning the behaviour of gaseous chlorine in the displacement bleach tower. However, the current installations incorporate a medium consistency chlorination stage in the displacement tower along with the other stages. Some of the more recent systems are installed in two towers to provide increased retention time for the last chlorine dioxide stage to bleach to very high brightness levels, particularly for market pulp.

Several of the well known bleaching sequences have been installed in displacement bleach plants, including those using sequential chlorine dioxide/chlorine addition. At least one displacement bleach plant follows an oxygen delignification stage.

Displacement bleaching equipment constructed of titanium and employing fully countercurrent washing is compatible with the closed-cycle mill concept and is discussed in Section 9. The high chemical concentrations which result from the low water consumption would cause severe corrosion if traditional materials of construction were used. The initial corrosion and/or fatigue problems in some of the early plants seem to

have been overcome by the use of titanium for most of the wetted parts, in conjunction with an acid-resistant brick-lined tower. This results in relatively high equipment cost, but there are substantial savings in auxiliary equipment and building costs compared with a traditional drum washing system. The initial mechanical problems in displacement bleach plants have been solved as operating experience has increased.

6.4 Oxygen Bleaching

Prior to 1970, virtually all chemical pulp bleach plants were based on the use of chlorine and chlorine compounds. However, since the early 1970's, oxygen has partially replaced chlorine in many new European mills, as well as in a few U.S. mills and one Canadian mill.

The principal reason for the installation of most oxygen bleach systems is to decrease the chloride content of the wastewaters. The oxygen filtrate can be recycled to the chemical recovery system in most cases, thus permitting incineration of the organic compounds that give rise to much of the BOD, toxicity and colour of bleach plant effluents. Since the raw effluent from systems using oxygen is generally more contaminated than chlorination bleaching effluent, significant environmental benefits are realised only if the filtrate from the oxygen stage is recycled to the chemical recovery system. It is not to customary to install a salt removal process where recycle of oxygen filtrate is practiced.

6.4.1 High Consistency Oxygen Delignification. Oxygen delignification refers to the use of oxygen to lower the kappa number of the unbleached pulp prior to its entry to a conventional chlorine-based bleach process. This has been practiced in about 25 mills worldwide, including one mill in Canada that has separate systems for hardwood and softwood. The term oxygen bleaching is frequently used synonymously with oxygen delignification.

In most oxygen delignification systems the washed, unbleached pulp is dewatered to 25 - 30% consistency in a press and fed to a pressurised reactor where gaseous oxygen is introduced. Sodium hydroxide is added to the pulp to control the end pH to about 10, and about 4 kg magnesum salt per tonne of pulp is also added to control the tendency of oxygen to attack the cellulose fibres. The reactor is a pressure vessel with an internal fluffer and/or agitator to disperse the high consistency pulp to ensure even contact with oxygen. The oxygen is fed to the reactor directly, and a small bleed to atmosphere is maintained to purge air, along with small quantities of carbon monoxide and volatile organic compounds. After discharge from the reactor, the pulp is washed, either

on a drum washer or a diffusion washer, in a similar manner to that used for the unbleached stock from the digester. The filtrate from this washing stage contains about 50% of the BOD, toxic material and coloured material that would be discharged from a conventional chlorine-based bleach plant. The actual quantities depend on the amount of delignification attained in the oxygen reactor, but typical values are 7 kg BOD/t and 40 kg colour/t pulp.

Some work has indicated that the colour content of an oxygen bleach stage effluent is higher than an equivalent chlorine stage. This is of little environmental significance, provided that the oxygen stage filtrate is all recycled to the recovery furnace.

Some of the filtrate from the oxygen stage washer is reused for pulp dilution in the oxygen stage itself, and the excess must be recycled to the brownstock washing system if the potential environmental advantages of oxygen bleaching are to be realised. This is routine practice in mills using oxygen delignification stages preceeding all chlorine-based bleaching.

Pulp washing to a soda loss of below 12 kg sodium sulphate per tonne pulp is recommended to avoid excessive oxygen consumption and heat generation in the oxygen reactor, and to minimize strength loss. Washing to a lower soda loss value is desirable. (Note that "soda loss" is a misnomer, since the soda remaining in the pulp will eventually be recycled from the oxygen stage washers to the mill's chemical recovery system. However, the term is widely used, for historical reasons.) The pulp screening systems preceeding most oxygen delignification stages operate without any discharge of decker filtrate, and this is essential if the full environmental advantages of oxygen delignification are to be realised. Refer also to Section 5 concerning pulp washing.

The economics of oxygen bleaching depend on local prices for oxygen relative to chlorine and the chemicals for on-site manufacture of chlorine dioxide. The majority of the published data indicates that the operating costs for bleached kraft mills incorporating oxygen delignification stages are lower than for the traditional chlorine-based systems. The capital costs of oxygen delignification systems have historically exceeded those for comparable chlorine-based bleach plant mills by about $12 000 per daily tonne capacity. As experience with the operation of commercial-scale oxygen delignification systems accumulates, simpler and lower cost oxygen delignification systems may become practicable.

Oxygen delignification at high consistency (20% - 30%) is being used to produce a variety of pulp grades, and the total installed capacity is about 10 000 t/d

worldwide, although few North American mills have selected this process. When oxygen delignification was introduced in the early 1970s, the effluent permit requirements pertaining to new mill construction in most parts of North America were such that a biological treatment system was necessary comply with the BOD and/or toxicity criteria, so that the environmental advantage of using the oxygen process was limited to a relatively modest marginal reduction in effluent treatment costs. Many Scandanavian mills have been permitted to operate without biological treatment systems, provided that oxygen delignification stages were installed, so it has been more economically attractive for them to do so than for North American mills.

6.4.2 Medium Consistency Oxygen Delignification. Since the first commercial scale high consistency oxygen delignification systems were commissioned in the early 1970s, there has been considerable evolutionary development, as is characteristic of any new technology. Most of this has had little effect on the environmental protection aspects of the process, but the demonstration of the feasibility of performing the delignification at medium consistency, 10% to 15%, is important in that it allows the construction of oxygen delignification systems at capital costs comparable to chlorine-based systems. This process variation is described in reference 67 and, at the time of writing, Kamyr Inc. which has supplied about 50% of the operating high consistency oxygen bleaching systems recommends the medium consistency approach.

6.4.3 Alkali/Oxygen Extraction. The use of relatively small quantities of oxygen in the conventional caustic extraction stage has been shown to have some advantages in reducing the consumption of chlorine dioxide in later bleaching stages. This has little direct impact on effluent quality, but since it decreases the input of chlorine to the system, it would facilitate the application of the Rapson-Reeve closed-cycle bleached kraft process mentioned in Section 9.

In this variation, the gaseous oxygen is mixed with the pulp and sodium hydroxide immediately prior to the caustic extraction (E) stage of a conventional CEDED or D_CEDED (or similar) bleaching process. The gas is introduced near the bottom of the extraction tower, which is typically about 20 m high, where the hydrostatic pressure is about 200 kPa, and the oxygen reacts with pulp almost immediately. The same process can also be used in the extraction stage of OCEDED bleaching sequences.

Several Canadian mills are testing alkali/oxygen extraction, and a few are installing permanent equipment for its application.

6.4.4 Bleaching Following Oxygen Delignification. The most commonly used sequence is OC_DEDED, where about half of the total delignification is accomplished in the oxygen stage, resulting in 50% of the BOD and at least 60% of the colour and toxic material in the effluent being recycled to the recovery furnace. Where the C_d stage utilises high chlorine dioxide substitution (over 20%), the effluent colour and toxicity are reported to be further decreased, as is the total chlorine content of the effluent, facilitating any recycle to the recovery furnace.

Other, simplified, sequences have been proposed, and are attaining limited commercial status, such as OD_CED where the E stage uses alkali/oxygen extraction as described in Section 6.4.3. Such "short" sequences generally have lower capital costs and lower effluent flows than the conventional sequences, but further operating experience is required to demonstrate whether or not they will be commercially successful. Speaking generally, they seem to offer potential for improvement in bleach plant effluent quality, to decrease the need for external effluent treatment, and to facilitate completely closed-cycle bleached kraft mill operation.

6.5 Bleaching of Mechanical Pulps

Most of the bleaching of mechanical pulps is based on modifying the lignin in the pulp to lower its colour, and is commonly referred to as brightening, to distinguish it from bleaching chemical pulp, which uses different processes as discussed above which remove significant amounts of lignin from the pulp.

The brightening of mechanical pulp has become widespread in the past 10 years, particularly for newsprint, for three main reasons:

- Deteriorating wood quality. The average quality of wood used for pulping has declined due to increasing costs and the need to utilise non-ideal wood sources.
- The increasing use of TMP which has a lower brightness than stone groundwood pulp due to the higher temperature used in the process. The extent of the brightness loss depends upon the temperature and pressure used.
- Some newsprint production is being converted to groundwood speciality papers which require a brighter pulp.

Bleaching is carried out using either hydrosulphite or peroxide; the choice depends upon the increase in brightness level desired.

6.5.1 Hydrosulphite Bleaching. Reduction bleaching using hydrosulphite increases brightness by 1 - 8 points, depending upon the chemical charge and the process conditions

selected with essentially no loss in pulp yield. Most of the early work was done with zinc hydrosulphite but the unacceptability of discharging heavy metals to watercourses has resulted in almost a complete replacement with sodium hydrosulphite.

The sodium hydrosulphite can be purchased as a dry powder or as a refrigerated aqueous solution, or it can be generated on-site by reacting an aqueous solution of sodium borohydride with sodium bisulphite. The bleaching is performed at low consistency in either a storage chest or an upflow tower.

The important process variables are:

- The pulp brightness will increase with the amount of chemical added but it tends to level off as the hydrosulphite charge approaches 1%, based on oven dry pulp (see Figure 18).
- Pulp consistency is kept between 3 and 4% to eliminate the possibility of air entrainment which decomposes the hydrosulphite.
- The optimium pH range is between 5 and 6.5. The bleaching efficiency diminishes rapidly at pH over 7 and less sharply below optimum range.
- The feasible temperature range is 35 - 80°C, but since the reaction is time-temperature dependent, it is normal practice to bleach in the range of 50 - 70°C.
- Reaction time is usually in the range of 15 - 60 minutes and depends upon the chemical addition and the temperature. Most upflow towers are designed for a retention time of one hour.
- The addition of a chelating agent to the pulp prior to the addition of the hydrosulphite solution is becoming widespread. The purpose is to prevent any metallic contaminants, particularly iron and copper from being absorbed on the pulp because they can cause severe brightness reversion, reducing the effectiveness of the hydrosulphite addition.

The bark content of the wood fed to the pulping system has a significant effect on the response of the pulp to bleaching chemicals as shown in Figure 19.

Corrosion of iron, mild steel and copper components in the mill equipment is a major concern in hydrosulphite bleaching. The mild acid conditions used for bleaching have a minor effect but corrosion can be accelerated by the products of the reaction and decomposition of the hydrosulphite solution.

6.5.2 Peroxide Bleaching. Oxidative brightening by hydrogen peroxide produces a higher and more stable brightness than hydrosulphite brightening but it is more expensive. Brightness increases of up to 20 points or higher can be obtained. There is about 1% shrinkage in the process, generating a few kg BOD/t pulp.

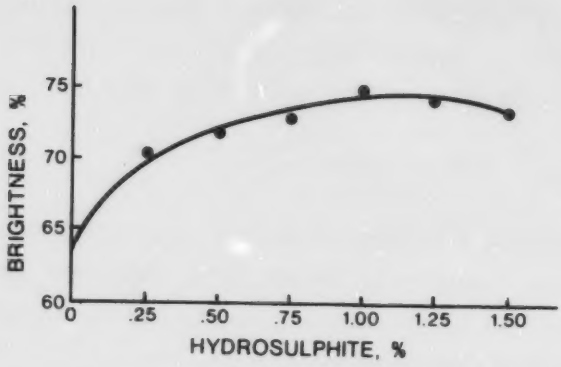


FIGURE 18 RESPONSE OF SPRUCE GROUNDWOOD TO HYDROSULPHITE BLEACHING

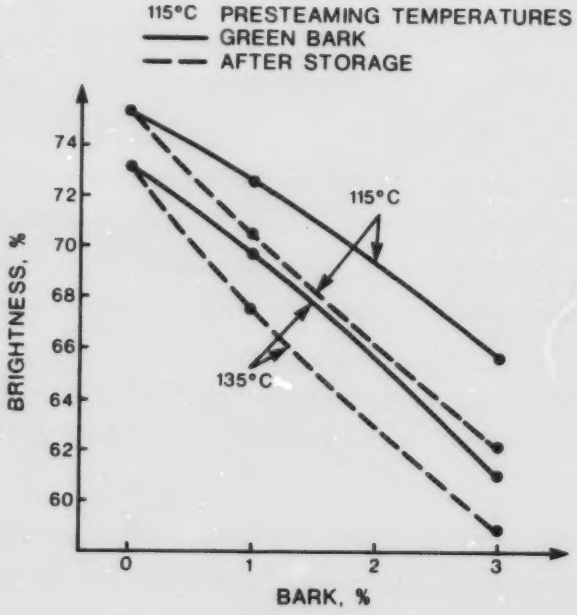


FIGURE 19 EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS (Hydrosulphite)

The bleach liquor contains hydrogen peroxide, sodium silicate, sodium hydroxide and magnesium sulphate. The bleaching was formerly performed at a medium consistency of 12 - 14% but there is growing interest and activity in bleaching at consistencies between 20 - 30%.

The important process variables are:

- A chelating agent such as DTPA (diethylenetriaminepentaacetic acid) is normally added to the pulp suspension (2 - 3% consistency) before it is thickened for bleaching. The chelating agent is added to tie up the trace metals which may be present in the pulp because they can cause a decomposition of the peroxide.
- Dilute pulp slurry is thickened to the desired consistency by using either a vacuum thickener or a press.
- The thickened pulp is heated by steam to the desired temperature. 60°C can be used providing stability of the peroxide can be maintained.
- Reaction time is normally two to three hours to obtain the best results but most of the brightening is done within the first hour.
- Peroxide pulp brightness increases with an increasing charge up to a practical limit as shown in Figure 20.
- Magnesium sulphate is added to inhibit peroxide decomposition. Sodium silicate, which also serves as a buffering agent, is maintained at a constant level while the addition of sodium hydroxide varies with the peroxide charge.

The bark content of the wood fed to the pulping system has significant effect on the response of the pulp to bleaching chemicals as shown in Figure 21, but peroxide is more effective than hydrosulphite in brightening pulp containing residual bark. When high brightness is desired, a two-stage process of peroxide followed by hydrosulphite is less expensive than a single-stage peroxide.

High strength, high brightness mechanical pulps can compete successfully with bleached chemical pulp in some applications because the substantially higher pulp yield offsets the high bleaching costs.

6.5.3 Environmental Effects. The effects of bleaching mechanical pulps on mill effluents are minor compared to those of chemical pulp bleaching. BOD discharges due to hydrosulphite bleaching are negligible, and those due to oxidative bleaching are normally under about 3 kg/tonne pulp.

In principle, no suspended solids are discharged from mechanical pulp bleaching operations, but the additional pulp and white water handling equipment required

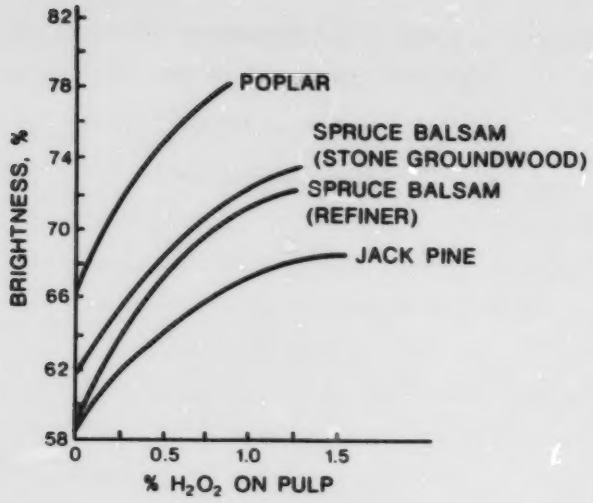


FIGURE 20 INFLUENCE OF SPECIES ON RESPONSE TO PEROXIDE BLEACHING

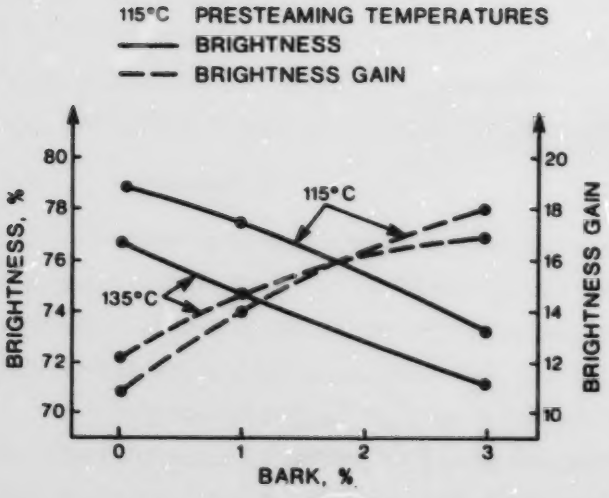


FIGURE 21 EFFECT OF BARK CONTENT ON BRIGHTNESS (Peroxide)

increases the potential for accidental discharges of stock and white water. Many of the recently installed systems include suitable spill collection equipment in the mechanical bleach plant.

7 PAPERMAKING

7.1 General

The basic processes used in papermaking have changed very little in the past 50 years, although the equipment has been developed to produce paper at ever higher speed and, usually, improved quality. The equipment described in (6) is state-of-the-art, and it is assumed that the reader is familiar with the technology discussed therein.

The papermaking area of most mills has a direct impact on mill effluent suspended solids and flow, but usually little effect on BOD or toxicity. Most Canadian paper mills are integrated with pulp mills, and the selection of furnishes and market requirements of the paper mill have a significant impact on the pulp mill effluents, particularly in the case of newsprint mills.

A high proportion of the paper machines installed in the past five years have twin wire wet ends. Many Fourdrinier machines are being converted to twin wire operation, either by complete replacement of the wet end or by the addition of an upper wire. The retention on twin wire machines is generally lower than on the more traditional designs, leading to higher consistencies in the white water circuits, which tends to increase suspended solids discharges. However, due to a combination of environmental and economic pressures, some mills discharge substantially lower flows of excess white water than in the past. This has been achieved by improvements to white water systems.

Most recent installations incorporate provisions to recover the overflows and spills from tanks and process equipment containing stock. Many older mills have installed spill protection measures to reduce suspended solids discharges.

7.2 Newsprint

About 60% of the paper manufactured in Canada is newsprint, and about half the pulp manufactured is destined for newsprint production, so market trends and equipment developments in the newsprint sector have a major effect on pulp and paper mill operations, and hence on effluents.

Since 1973 there has been a market trend towards lower basis weights in order to offset increases in postage rates and the price of the newsprint. The production of a lighter sheet requires a higher and more uniform pulp quality than traditional sheet production. In addition, there is a problem with print show-through or opacity with the lighter weight sheets. This problem is reduced by using a higher proportion of mechanical

pulp than in the past. This can be achieved by replacing stone groundwood with TMP, and this is one of the reasons for the increasing use of thermomechanical pulp.

A wide range of pulping processes, and hence, of chemical and mechanical pulps, are now being used to produce newsprint. The traditional standard furnish was either 15 - 25% low-yield sulphite and 75 - 85% stone groundwood, depending upon the wood species used and the demands in the newsprint press rooms. In the 1960s, some mills began using high-yield sulphite (60 - 75% yield) and stone groundwood, and the trend has continued to the point where few mills use low yield sulphite as a newsprint furnish. This reduced the cost of wood but there was a loss in brightness and some losses in pulp quality. The most recent trend is to the use of TMP as a single furnish or as a partial replacement for stone groundwood.

The considerable variation in the composition of a newsprint furnish is illustrated by the data in Table 14. The single furnish TMP gives the highest overall yield of 94%.

Effluent BOD has been considerably reduced by these trends, but toxicity has often increased since the mill effluent flows were usually reduced when modernising and installing the higher yield pulping systems. The examples of BOD discharges for different newsprint furnishes shown in Table 14 are typical of the range currently in use. As indicated in Table 2, the use of TMP in newsprint furnish is likely to increase at least until 1986, which will further reduce the BOD discharges per tonne newsprint produced. The effect on toxicity is less clear, since it is dependent on the effluent flow. The mass of toxic material discharged per tonne newsprint is roughly constant for all variations of high-yield, CMP, CTMP, and mechanical pulp. The effluent flows from the existing TMP mills are significantly lower than from the sulphite mills they have replaced, and consideration of the current design practices indicates that flows will continue to drop, thus raising the concentrations of the effluents.

Modern newsprint paper machine departments discharge virtually no BOD and very little suspended solids, since all excess white water is routed to the mechanical and/or chemical pulp mill. Cleaner rejects, typically about 10 kg per tonne paper, are usually also recycled to the pulp mill, and eventually contribute to its effluent loadings, but they may be discharged to sewer in the paper mill, dewatered and incinerated, or landfilled.

Newsprint paper machine systems are closely integrated with their pulp mills, and should be considered as one system when studying effluent characteristics.

TABLE 14 RANGE OF NEWSPRINT FURNISHES ON VARIOUS PAPER MACHINES

Machine No	Speed (m/min)	Basis Weight (g/m^2)	Effic-iency (%)	Pulp Type (% of total)							BOD (kg/t)
				SGW	RMP	TMP	SCMP	LYS	HYS	SBK	
1	1048	48.3	82	3	-	80	-	-	-	17	24
2	936	48.7	82	52	-	41	-	-	-	7	17
3	918	48.6	80	-	-	87	-	-	-	13	24
4	913	48.7	79	-	-	100	-	-	-	-	25
5	911	45.1	86	-	-	100	-	-	-	-	25
6	858	46.9	79	-	-	92	-	-	-	8	25
7	844	48.7	81	64	-	-	31	-	-	5	32
8	841	48.6	81	-	80	-	-	20	-	-	72
9	814	48.8	78	76	-	-	-	-	24	-	39
10	742	48.4	75	50	-	26	-	-	24	-	43
11	683	46.2	89	44	-	34	-	22	-	-	79
12	653	48.7	87	68	-	-	-	-	33	-	50
13	584	48.7	81	62	-	-	35	-	-	3	35
14	583	47.1	75	21	-	51	-	-	28	-	51

Notes:
SGW - Stone Groundwood
RMP - Refiner Mechanical Pulp
TMP - Thermomechanical Pulp
SCMP - Sulphonated Chemi-Mechanical Pulp
LYS - Sulphite Pulp (48% nominal yield)
HYS - High-Yield Sulphite Pulp
SBK - Semibleached Kraft Pulp
Efficiency - Paper machine efficiency; the ratio of actual production to the theoretical maximum.
BOD discharges shown assume conventional chemical recovery for kraft pulp but not for the other pulping processes, reflecting current Canadian practice.

7.3 Paper Grades Other than Newsprint

A wide variety of paper grades is manufactured in Canada. Other than newsprint, however, no single grade represents over 10% of paper production.

Many mills producing packaging grades have modified their white water systems by applying the techniques discussed in Section 7.4, reducing the effluent suspended solids substantially. Most of these mills are integrated with pulp mills and have

reduced the excess white water flow sufficiently to be able to route all of it to the pulp mill without generating an overflow in the pulp mill system. In some cases, the only contaminated effluent from the mill is the spent cooking liquor which is incinerated in a recovery furnace or used as road binder. In such cases, the closure of the white water system leads to very substantial reductions of effluent BOD and toxicity, as well as of suspended solids. Some of the packaging grade paper mills have also installed conventional effluent treatment facilities, while others comply with the regulations by in-plant measures alone.

The other principal types of paper produced are printing and writing grades. While many of these mills have improved their white water systems and segregated uncontaminated effluents, most of those that comply completely with effluent suspended solids regulations have installed external effluent treatment systems. Where a fine paper mill is integrated with a chemical or mechanical pulp mill, there may be some integration of the white water systems but this is not feasible to the extent common in newsprint mills.

7.4 White Water System Design

The design of the white water system in the paper mill has more impact on suspended solids discharges than the grade of paper being manufactured or the type of paper machine. There have been many publications on the principles of white water system design (68,69,70,71,72,73), but relatively few mills yet take full advantage of all of the methods for reducing effluent suspended solids discharges, energy losses, and fresh water requirements that have been developed.

The many reasons for this include the capital costs, the complexity of the control systems required, the tradition that high water usage leads to high quality paper, and the fact that the white water system does not lend itself to the development of a clearly defined package that an equipment supplier can market and guarantee. At the mill design level, the variety of interrelationships between departments, the complexity of the mass and energy balance calculations required, and the need to design mills in a short time frame to respond to market requirements and obtain regulatory approvals, inhibit the application of the best design techniques in the white water systems. However, there has been steady progress in the application of the better design principles and some mills have reduced white water losses by as much as 75% over the past ten years.

The basic principles of white water system design are to introduce as little water as possible, recycle rich white water from the paper machine forming section to the headbox as directly as possible, and segregate the use and storage so that the leanest white water is overflowed to the sewer. To achieve the optimum design, it is essential to calculate more detailed mass and energy balances than are normally used, and to examine the normal modes of failure or abnormal operation to ensure that the system will function as designed for all likely conditions, and not only for an idealised design condition.

Most paper mills in Canada are integrated with the pulp mills that manufacture all or most of their pulp furnish, and an optimum white water system must be integrated with the pulp mill, particularly in the case of newsprint mills. There has always been some degree of integration, and many mills have improved their white water systems to reduce the costs of effluent treatment, but few mills have reached the optimum levels.

The quality of white water systems, particularly with respect to the environmental aspects, is frequently described in terms of "degree of closure" for which the definitions vary, but all are based on a portion of the white water being recycled. Since there is no common basis for the definition, nor a realistic way of developing one to cover the variety of systems used, the degree of closure is of little value, except perhaps when discussing modifications to one specific system. The effluent discharge per tonne paper is a useful measure of the quality of the white water system in a non-integrated paper mill, although it may be misleading when there are several paper machines with some interconnections between their white water systems. In integrated mills, the white water system is usually common to the paper machines and the pulp mill, further complicating comparisons between mills, but the effluent volume and fibre loss per tonne paper is still the best comparison available.

The equipment used in white water systems, modern or otherwise, is primarily the mill production equipment, since the white water system is essentially a design concept, rather than a set of specific hardware. Equipment incorporated in the better, more modern, white water systems includes savealls, white water screens, and self cleaning showers.

A saveall is any device used to recover fibre from white water. Vacuum drum filters, flotation clarifiers, belt filters, gravity deckers and disc filters have all been used for the purpose, but the best white water systems, for most purposes, require a multiple disc filter (Figure 22).

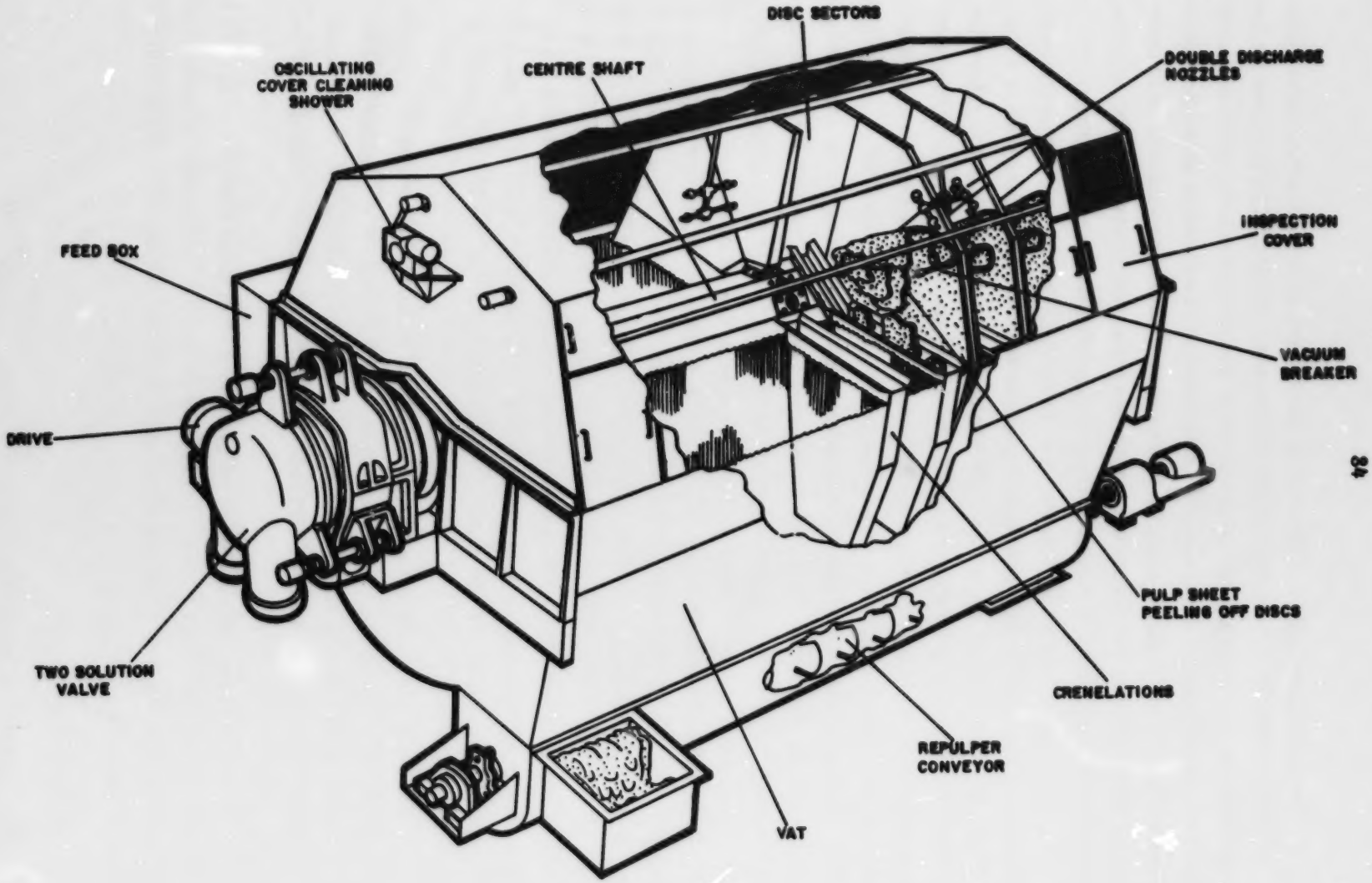


FIGURE 22 DISC FILTER SAVEALL (Dorr Oliver)

Most white water systems installed or modernised in the past ten years have incorporated disc filters as the principal device for separating fibres from the excess white water. They are effectively a specialised type of vacuum filter and use a barometric dropleg to generate a vacuum which extracts water from a dilute stock suspension. They are far superior to the traditional drum filters, deckers, etc., for this application, since they can be designed to segregate the filtrate into two streams, generally known as clear and cloudy. This is accomplished by arranging the water passages inside the discs and the central shaft so that the filtrate from the initial stages of dewatering the feed stock and the formation of the fibre mat on the surface of the filter media is discharged to one drop-leg, known as the cloudy leg, while the filtrate from the second stage of dewatering is routed to the clear leg. This results in very low loss of fibre in the clear leg white water, since it is filtered through a mat of pulp fibres.

It is not practicable to operate a disc filter with only white water as the feedstock, since the concentration of larger fibres would be too low to form an effective mat and the filter media would blind. The normal practice is to raise the feed consistency to a suitable level by the addition of a sweetener stock. This is usually either broke from the system concerned or, preferably, some of the chemical pulp that is to be fed to the paper machine concerned.

The consistency of the filtrate from a disc filter depends primarily on the type of pulp concerned, and the sweetener used. The cloudy filtrate normally has a consistency of several hundred mg/L, but the clear leg filtrate can have a solids content as low as 60 mg/L where kraft pulp can be used as sweetener, or in the order of 150 mg/L where there is only mechanical pulp available. The proportional split of hydraulic flows between clear and cloudy is adjustable by a mechanical device on the disc filter shaft. This is usually adjusted so that the flows of cloudy and clear filtrate are approximately equal. Generally, lowering the proportion of clear filtrate lowers its consistency, but there is always a minimal value for any one installation, which depends on the pulp stock characteristics and the equipment selected.

Effective white water systems are designed so that all of the cloudy filtrate and some of the clear filtrate is reused in the process system, and only the excess clear filtrate is discharged to sewer. It is essential that the saveall is designed as an integral part of the overall white water system, and that due allowance is made in the design for the type of pulp fibre which will actually reach the filter. The stock at the saveall is predominantly fine fibres, and therefore drains much more slowly than the stock at the paper machine itself. Stone groundwood fibres drain more slowly and also result in higher

filtrate consistencies than TMP or chemical pulps. In fine paper mills, the use of non-fibrous fillers in the stock tends to degrade saveall performance and must be considered in system design. The operating temperature has some effect on the saveall's capacity, with higher temperatures raising capacity.

The origin of much of the excess white water is the fresh water that has traditionally been added to the process system by the showers required to keep the Fourdrinier wire and rolls clear of fibre accumulations. There is a steady trend to replace much of this fresh water with recycled white water. The key criteria for the reuse of white water in such applications is that it should not plug the shower, so it is common practice to filter the water through a screen with 100 µm openings. The suspended solids content of the reused water is of relatively little importance, but it must be free of larger particles. Water containing over 200 mg/L suspended solids in the form of filler clay has been used successfully for felt cleaning showers, whereas 10 mg/L of fibre in the water will plug many paper machine showers and will often lead to additional problems. Filter screens (usually known simply as filters) have been developed to remove residual fibres from such streams prior to use in showers.

Several types of self-cleaning showers have been developed to facilitate the use of white water instead of fresh water. These are based on the use of nozzles whose size can be increased significantly for very short periods to clear fibre bundles that are blocking the orifice. The increase in size, usually obtained by removing a plug from the opening, is accomplished by direct mechanical or hydraulic action. In some cases the hydraulic force is applied by abruptly changing the pressure in the shower header, in others a separate device removes the nozzle plugs. The shower cleaning action may be initiated by the operators as required, or may be performed automatically at predetermined intervals.

An alternative method of reducing fresh water input to the white water system which has been used in many applications, particularly felt and wire cleaning, is the replacement of older, continuous, low-pressure showers by high-pressure, intermittently operated showers that use relatively low quantities of water.

7.5 Vacuum Pumps

All paper machines rely on the application of various levels of vacuum for dewatering the sheet and the felts, and the most commonly used equipment for creating the vacuum is the liquid ring pump. The seal water from these pumps is from about 3 to 10 m^3/tonne of paper, which is a substantial proportion of the total mill effluent. Due to

fibre and/or filler carry over, the water from some of the pumps is contaminated by suspended solids, and cannot be discharged without treatment. It is becoming increasingly common practice to install separators in the vacuum lines upstream of the pumps to recover the solids and ensure that the seal water is clean enough to discharge without treatment. It is also becoming common practice to reuse the seal water to reduce the net volume discharged. A completely closed cycle is impractical, since most of the pumping energy is absorbed by the seal water, raising its temperature. However reduction of the vacuum pump seal water effluent to about 2 m^3/t is achieved by some recycle systems (74).

An increasing number of new mill installations are using dry centrifugal vacuum pumps instead of the traditional liquid ring pumps. These must be preceded by separators to ensure that no liquid reaches the pump. The fibre and filler removed from the paper machine by the vacuum system is recovered as a relatively concentrated stream from the separators, and the only effluent is less than 0.2 m^3/t of clean cooling water. The separators themselves are relatively simple, consisting of a sealed vessel with a liquid outlet at the bottom and a vapour outlet at the top. Since they are under partial vacuum, the liquid must usually be exhausted by a pump and the vessels must be designed for the highest vacuum likely to occur.

The air is discharged from the dry centrifugal pumps at a temperature of about 130°C, and can be used for pocket ventilation or other purposes. The use of dry vacuum systems has been more common in Europe than in North America, but rising energy costs have led to increased application in recent years.

7.6 Effluents Other than White Water

The effluents from the paper machine presses were traditionally not considered to be part of the white water system, and were discharged directly to sewer. However, many mills now recycle the press effluent to the white water system to recover the fibre contained in it, typically about 0.5 kg/tonne paper. In the past there was considerable concern about the dangers of felt hairs being introduced to the stock and causing sheet breaks or contamination. However, this problem has largely disappeared with the replacement of wool by synthetic material for felt manufacture.

Washup water and minor stock leaks are usually discharged to the effluent treatment system, and represent from 0.5 to about 3 kg/t paper, depending on the operating practices.

Most other discharges from the paper machine areas are cooling water that has not been in contact with any process materials, and is uncontaminated. This is often segregated and by-passes any effluent treatment system. The principal objective is to reduce treatment costs, but it is also helpful in raising treatment efficiency in most cases since it raises the concentration and temperature of the effluent being treated.

8 STEAM AND POWER

8.1 General

A general trend toward increased use of hog-fuel has led to the installation of a number of large boilers, typically with a capacity of over 100 000 kg steam/h, which are specially designed for the purpose. Most so-called hog fuel boilers installed before 1975 were effectively oil, gas or coal burning units with some rather unsophisticated facilities added to enable burning of some auxiliary hog fuel. However, energy costs and environmental pressures have led to the development and installation of boilers that are designed primarily as hog fuel boilers, with some fossil fuel capacity. These usually replace a number of smaller, obsolete units and often result in the shutdown of inefficient, smoky, particulate emitting wood waste burners in sawmills in the area of the pulp or paper mill.

There has also been a trend toward the installation of turbogenerators to generate electric power from the high pressure steam before it is used at low pressures for process heat. This encourages the use of higher pressure boilers, and the replacement of many older multiple unit hog fuel burning boilers with one high pressure unit. While there is no inherent reason why a high pressure boiler should emit less particulate material than a low pressure one, the modern designs achieve more complete combustion, so that the particulate emissions are invariably reduced when steam plants are modernised. Any increase in particulate emissions due to the larger quantities of fuel burned when a turbogenerator is added to a power plant are usually more than offset by the benefits of the more modern boiler.

The trend towards greater hog fuel utilisation has reduced the amount of bark being landfilled and the total sulphur dioxide emissions, due to the replacement of sulphur-bearing oil.

8.2 Particulate Emission Control

The most commonly used particulate emission control equipment is still the multiple cyclone. It can generally limit stack emissions to 200 mg/Sm^3, complying with most regulations, when installed on modern boilers burning fuel that is free of sodium chloride or other material causing unusually fine particulate emissions.

Many older hog fuel boilers emit too much char to enable conventional multiple cyclones to provide compliance with current regulations. In some cases two multiple cyclones are used in series. In others, the efficiency is augmented by evacuating

about 10% of the gas flow from the cyclone's dust hopper and treating it separately in a scrubber or additional cyclone.

Baghouses are capable of reducing particulate emissions to very low levels and have been used for hog fuel boiler particulate emission control in a few cases, but difficulties with fires due to the carry over of carbon dust and red-hot char particles have severely limited application.

When logs are transported or stored in sea water, as is common practice on the west coast, the bark becomes saturated with sodium chloride. Much of this is discharged with the flue gas from hog fuel boilers which burn the bark. The sodium chloride particles are small, virtually all under 5 μm diameter, and are more difficult to remove from the gas than the normal fly ash from the hog fuel itself. Electrostatic precipitators have proven effective in controlling such emissions, but the capital cost is several times higher than for multiple cyclones.

It is technically feasible to use electrostatic precipitators on all hog fuel boilers, but in most circumstances the higher capital costs are not warranted. When converting former recovery boilers to hog fuel service, it is common practice to retain the former precipitator for particulate emissions control.

Conventional wet scrubbers such as the low-pressure drop venturi, or the impingement type, have been used successfully. While they are effective in reducing emissions, they are not popular since they result in a wet stack gas, which often requires an expensive corrosion-resistant stack, and create a visible plume.

The dry-scrubber has been used in a few applications. This consists of a filter bed of fine gravel which moves slowly downwards within the scrubber chamber while the stack gases flow perpendicular to the gravel flow. The filter medium is continually removed and cleaned by vibratory screens and re-injected at the top of the scrubber. Emissions of under 150 mg/Sm^3 have been reported, but the capital cost is about twice that of a multiple cyclone, and maintenance of the gravel handling equipment can be high. There have been reports of operational difficulties due to frequent blockages when there are substantial quantities of sodium chloride in the hog fuel.

The performances and costs of particulate emission control equipment are compared in Table 15.

8.3 Effluents from Steam and Power Plants

The principal discharges from hog-fuel burning boilers are clean cooling water and ash. In the late 1960s and early 1970s, many mills selected dry ash handling systems

TABLE 15 COSTS AND PERFORMANCE OF PARTICULATE EMISSION CONTROL EQUIPMENT

Type	Installed Capital Cost ($/m^3·h)	Power Consumption (W/m^3·h)	Performance (mg/Sm^3)
Multiple Cyclone	1 - 2	0.4 - 1.5	down to 200
Multiple Cyclone (with hopper evacuation)	2 - 3	0.6 - 2.0	under 200
Wet Scrubber	3 - 5	0.6 - 3.0	under 150
Baghouse	3 - 5	0.2 - 0.5	100
Electrostatic Precipitator	5 - 7	0.5 - 1.3	100

in response to pressures to reduce mill effluent suspended solids. However, a number of installations have suffered from fires in the ash handling systems, since hog fuel ash often has a significant carbon content, and the dust can be explosive in certain circumstances. To avoid this, most of the recently installed ash handling systems have been the wet type. The ash slurry is either dewatered and landfilled, or is routed through storage ponds where the ash settles. The excess water is usually recycled, although it may be sufficiently clean to permit direct discharge to the receiving water in some cases. There is generally no intention of cleaning out the ash ponds, and the process is, in effect, a means of hydraulically conveying the ash to landfill.

Provided that the ash storage ponds are suitably located and constructed, this approach is environmentally effective. Generally, hog fuel ash contains substantially lower proportions of heavy metals than coal ash. The volumes of ash generated are also about 10% of the quantity from burning equivalent amounts of coal.

8.4 Hog Fuel Storage

An efficient hog fuel burning system requires several days, or sometimes several weeks, storage close to the boilers. This is most commonly in the form of open piles, so that appropriate precautions are required for the inevitable leachate.

9 TOTAL MILL DISCHARGES

9.1 General

This section discusses the overall effect of recent technological developments in pulp and paper manufacture on mill effluents and atmospheric emissions, and the external treatment systems used by a large segment of the industry to protect the environment and comply with regulatory requirements.

Federal regulations respecting effluents from the pulp and paper industry are defined in reference 4. Some provinces have adopted them and others have comparable regulations. Most of the environmental protection measures taken by pulp and paper mills over the past ten years have been in response to the regulations, and it is clear that they have been responsible for substantial reductions in pollutant discharges.

However, in some cases the effects of the regulations are unclear. The toxicity regulation is effectively a measure of the concentration of material in the effluent that is toxic to fish, and therefore does not require a reduction in the mass flow of toxic material. This regulation tends to discourage the use of processes which discharge low volume, high concentration effluents such as displacement bleaching systems.

The "building block" approach used in the regulations to calculate the allowable discharge for a mill can lead to anomalies where mill operators have to evaluate the installation of "low-pollution" processes in comparison with external effluent treatment. An example is the encouragement offered to mills to use the wet debarking process rather than dry, due to the relatively strict regulatory limit imposed on dry debarking installations, although the dry systems invariably result in lower discharges of BOD and suspended solids.

9.2 Effluent Sources and Treatment

Average raw effluent discharges have steadily declined over the past 20 years due to the construction of new mills and modernisation of older ones. Prior to 1970, process and equipment design was based on production efficiency and was often biased toward minimising capital costs at the expense of operating costs, so that fibre and chemical losses were relatively high. While the characteristics of the effluents from mills built during the 1970s often approach the data shown in Tables 16 and 17 for the state-of-the-art mill, the untreated effluents from many older mills are more like those shown in the first three columns of these tables. Some older mills have incorporated many of the

TABLE 16 KRAFT MILL EFFLUENT BREAKDOWN

	Older Mill			Maximum In-plant Control		
	Flow (m^3/t)	SS (kg/t)	BOD (kg/t)	Flow (m^3/t)	SS (kg/t)	BOD (kg/t)
Wood Preparation (wet)	15	90	16	-	-	-
Wood Preparation (dry)	-	-	-	5	2	1
Pulping (non-process)	10	3	3	5	0.2	0.1
Washing and Screening	15	5	15	3	0.3	0
Contaminated Condensates	10	0	15	-	-	-
Evaporator (non-process)	20	0	5	3	0	1
Recovery Furnace/Power Boiler	15	0	0	5	0	0
Bleaching CEDED	75	1	25	-	-	-
Bleaching OC_dEDED	-	-	-	10	0.2	10
Recausticising (process)	2	10	5	0	0.1	0
Recausticising (non-process)	5	1	0	2	-	0
Pulp Dryer	15	10	1	3	0.2	0.1
Accidental Losses	20	30	30	10	5	5
TOTALS	202	150	115	44	8	17.2

recently developed in-plant environmental protection measures discussed previously, and have reduced untreated effluent discharges substantially below the higher values shown in these two tables. The substantial reductions in accidental losses shown for the state-of-the-art mill reflect the improvements in system design and control that have taken place over the last 20 years, as well as the current practice of installing spill collection and recovery systems in critical areas.

Ideally, there would be no accidental losses in the modern mill, but experience has shown that it is essential to allow for human errors and equipment failures in the concept and design of environmental protection systems. Human errors, and equipment failure due to inadequate maintenance, can be, and often are, minimised by operator training (75).

9.2.1 Kraft Mill Effluent Sources. Although the fundamental process and pulping yields are very similar for all bleached market kraft mills, and do not radically differ for

TABLE 17 NEWSPRINT MILL EFFLUENT BREAKDOWN (All quantities expressed per tonne newsprint)

	Older Mill			Groundwood +85% Yield Sulphite			TMP with Maximum In-plant Control		
	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)	Flow (m^3)	SS (kg)	BOD (kg)
Wood preparation									
(wet)	15	40	8	13	35	7	-	-	-
(dry)	-	-	-	-	-	-	2	1	1
Sulphite pulping	100	1	75	20	1	25	-	-	-
Mechanical pulping	70	30	8	65	27	6	5	5	19
Papermaking	25	15	1	25	15	1	5	1	1
Nonprocess water	50	1	0	40	1	0	10	0	0
Accidental losses	20	10	0	15	7	0	5	2	0
TOTALS	280	97	92	178	86	39	27	9	21

unbleached kraft pulp or linerboard mills the effluent discharges from kraft mills vary widely. The differences are due to technological developments, varying environmental pressures at the time of initial mill design, deliberate decisions on in-plant vs. external measures for effluent quality control, operating skill levels, and historical accident.

Table 16 summarises typical effluent discharges by department for two hypothetical mills selected to cover the range of data typically found in the Canadian pulp and paper industry. The "older" mill shown would have been originally designed before there were any effluent regulations, and would probably have been modified several times to respond to market pressures, resulting in the imbalances between departments which characterise this class of mill and limit the possibilities for effective implementation of in-plant effluent controls. Older mills of this class are often installed in restricted locations, which would be unlikely to be selected as mill sites today. Those constructed in the 1960's are usually on sites that are suitable by modern standards, and facilitate modernisation.

The state-of-the-art kraft mill in Table 16 incorporates all of the proven in-plant technology discussed previously for the reduction of effluent BOD, suspended solids

and toxicity, except that it does not utilise the closed-cycle concept, which is discussed separately in section 9.2.5. No actual mills incorporate all of these design features, and it is not necessarily the optimum combination of in-plant measures and external effluent treatment. In any one case it would be necessary to examine the economic aspects of all alternatives, and in many cases it would be more economic to omit some of the more expensive in-plant measures and increase the size of the waste treatment facility. The local regulations and the margin of safety required for the pollution control facilities have a significant impact on the final selection; where the discharges shown would be considered acceptable, this mill configuration could be the optimum without external treatment.

Some of the proven and widely accepted in-plant measures for effluent quality improvement are cost-effective where they avoid the need to expand an existing effluent treatment facility, or avoid the need for external effluent treatment completely, but are not cost-effective when the only economic benefit is a marginal reduction in the capacity of an effluent treatment system that is not yet installed, or perhaps a marginal reduction in the operating cost of a treatment system.

The data shown in Table 16 assume that the older mill would discharge all excess lime mud, screen and cleaner rejects to sewer, whereas the mill using the maximum in-plant control would dewater such material at source and dispose of it to landfill or incinerate it. Where a mill has a primary effluent treatment system, it would normally be more economic to discharge such rejects to sewer and remove them from the effluent in the clarifier.

The effluent from the older mill would be toxic to fish. Despite the spectacular reduction in toxic organic material discharged, including almost complete elimination of chlorinated organics and residual black liquor, the effluent from the state-of-the-art mill would also probably be toxic, since the effluent flow is only about 20% of that of an old mill.

9.2.2 Newsprint Mill Effluent Sources. Table 17 summarises the effluent sources for three general types of newsprint mill. The first is a traditional mill using 25% low-yield sulphite pulp and 75% stone groundwood pulp, which would have been typical prior to 1970. The second is a modern mill which has replaced the low-yield process with one of the ultra high-yield sulphite processes described in Section 3, retained the stone groundwood mill, and modernised the white water system to some degree, but is not attempting to comply with effluent regulations without an external treatment system.

The third is a new mill which uses 100% TMP furnish and is designed to comply with BOD and suspended solids regulations without an effluent treatment system.

9.2.3 Sources of Effluent from Other Types of Pulp and Paper Mills. Data have been presented for kraft pulp mills and for integrated newsprint mills because these two types of mills produce most of the pulp and paper products in Canada. The other types of mills are more diverse, and it is not feasible to summarise effluent loads in the same manner.

Data for specific types of mills and process units have been reported widely in the literature, and most mills now operating have developed sufficient data over the past ten years to be able to break down the sources into the principal components. The reported data must be examined critically to establish the actual source of many pollutants, since there are no generally accepted battery limits for the departments. Particularly in the more complex mills, the recent trend to increased recycle of process discharge streams to reduce effluent discharges leads to confusion in the interpretation of effluent data from individual departments and unit operations.

9.2.4 Effluent Treatment. It is often possible for pulp and paper mills to comply with effluent regulations by installing end-of-the-pipe treatment, without implementing any in-plant measures (6). This was common in the southern U.S. in the early 1970s, but is rare in Canada and Scandanavia. Most mills implement some in-plant measures to reduce the costs of external treatment, and to eliminate or reduce discharges of material that is not readily removed by simple sedimentation or biological treatment.

When a mill has an external effluent treatment system, it is common practice to segregate effluent streams and route some of them past some or all of the treatment system. For example, kraft bleach plant effluent usually by-passes primary treatment systems, and some newsprint mills have adopted in-plant measures for the pulp mill and paper mill, but install a primary treatment system for the effluent from a woodroom using a wet debarking process.

The established effluent treatment processes have been described in reference 6. No full scale new treatment processes have been applied in the past ten years, although some anaerobic treatment systems may be approaching full scale application.

Most mills have selected conventional circular clarifiers for primary treatment, although several use earthen settling ponds. When the site is suitable and the ponds are correctly designed and operated, they have proven to be effective for compliance with effluent regulations and more reliable than mechanical clarifiers.

The aerated lagoon is preferred by most mills that have had to install secondary treatment systems, although some high-rate systems and one oxygen activated sludge system have been installed by mills that lack the necessary space for an aerated lagoon. The low-rate systems have been more reliable and have exhibited better control over effluent toxicity than the high-rate systems.

As is apparent from the range of characteristics of the untreated effluent shown in Tables 16 and 17, the capacity of the effluent treatment system must vary quite widely, even for mills using similar production processes and producing similar quantities of product.

Many mills have installed some facilities for the control of accidental losses, and one has installed a colour removal system for the mill effluent (76).

9.2.5 Rapson-Reeve Closed-Cycle Bleached Kraft Mill. It is apparent from Table 16 that the bleach plant effluent contributes a major portion of bleached kraft mill effluent BOD. It is also the principal source of toxicity in most bleached kraft mill effluents. These effluents cannot be recycled within the process if conventional technology is used, but a concept for a closed-cycle bleached kraft mill has been developed. This is the Rapson-Reeve closed-cycle process (48).

To date, only the Great Lakes Forest Products Co. mill at Thunder Bay, Ontario, has been designed and built to use this process. In view of the fact that it is the first in the world and has been producing and selling market pulp since start-up in 1977, it must be considered successful, although a small amount of contaminated effluent is still discharged.

The basic features of the process could be implemented in several ways, and an oxygen bleach stage could be incorporated if desired to lower the circulating chloride load. Variations of the kraft contaminated condensate treatment systems described in Section 4 could be incorporated into the concept to reduce operating costs, and the displacement bleaching equipment described in Section 6.3 could be utilised to achieve the very low bleach plant effluent volumes required for this process to be successful.

Fully countercurrent washing is required in the bleach plant from the second chlorine dioxide stage to the first extraction stage. The showers for the D/C washer are countercurrent from the first extraction stage (applied last to the pulp mat) and from the first chlorine dioxide stage (applied first to the pulp mat). No external wash water is supplied to any of the pulp washers. This means that external water inputs to the bleach plant are kept to a minimum, and the total volume discharged is kept low enough to be

reclaimed into the kraft chemical recovery cycle. No external water is regularly added to seal tanks, except as required for level control. Air doctor pulp takeoffs with low-volume, high-pressure, timer-operated wire cleaning showers are used on the washers rather than hydraulic doctor showers. Second caustic extraction stage filtrate is used to dilute the purchased 50% sodium hydroxide to 13% strength for bleach plant use.

Reclaiming the bleach plant filtrates into the recovery cycle results in introduction of sodium chloride as an inert dead load in the system. The sodium chloride must be removed at the same rate that it is being introduced, and a salt removal process (SRP) is used for this purpose. It is based on evaporation and recrystallisation of the white liquor to separate the salt from the kraft cooking chemicals. The byproduct salt produced is used as the sodium chloride supply to the chlorine dioxide generator.

9.3 Atmospheric Emission Control

The control of atmospheric emissions from individual sources was discussed in Sections 3 to 8, as well as in reference 6. Except for odour control systems in kraft mills, there is no overall collection of atmospheric discharges analogous to that for effluent. Many kraft mills now collect and incinerate the high concentration reduced sulphur gases from the digester and the evaporator, and all mills with condensate stripping systems incinerate the gases.

An increasing number of kraft mills collect the low concentration total reduced sulphur (TRS) gases and incinerate them to reduce the odour due to mill operations. The most recent systems collect all of the following vents, to the extent that they exist in the mill concerned:

- knotter hoods;
- drum type unbleached pulp washer hood;
- drum type unbleached pulp washer seal tanks;
- black liquor storage tanks;
- black liquor filter;
- tall oil system tanks and reactor;
- foam tanks;
- black liquor oxidation system, and
- turpentine storage.

Effective odour control also requires that the recovery furnace and lime kiln or calciner TRS emissions be controlled as discussed in Section 4.

9.4 Solid Waste Disposal

The total volume of solid wastes generated by the pulp and paper industry has tended to decline over the past 20 years, due principally to the increasing proportion of bark that is burned. However, solid waste production has increased at many mills because material that was formerly discharged with the effluents or atmospheric emissions is now collected and must be disposed of in an environmentally acceptable manner.

Primary treatment sludges are sometimes incinerated, but since the principal combustible material in them is fibre, it is often preferable to reduce the fibre losses and recover their value, rather than install the necessary facilities to dewater the sludge sufficiently for disposal by incineration. Other than fibre, most of the suspended solids in pulp and paper mill effluents consist of sand, lime, boiler ash, or filler clays and are non-combustible, so that a suitable landfill site must be developed.

Secondary treatment sludges are primarily organic in nature, and are usually difficult to dewater effectively; incineration often requires the use of auxiliary fuel. Some systems are claimed to operate without auxiliary fuel, because the sludge is burned with hog fuel. However, any introduction of low consistency sludge into a boiler or furnace requires fuel to evaporate the water content.

Various methods of disposing of biological sludges by conversion to fertiliser, or animal feed, have been developed and are utilised to some extent in the U.S. and Europe (77,78,79). However, there is little need for such processes in the Canadian pulp and paper industry because most mills use low rate biological treatment systems which generate little or no sludge.

Many sophisticated tertiary treatment systems have been successfully demonstrated on a laboratory scale, but have failed to find commercial acceptance because of the volumes of low consistency sludge they produced. In designing any effluent treatment system, it is essential to include effective provisions for sludge disposal.

The pulp and paper industry in Canada has generally adopted in-plant measures to avoid the generation of sludges, rather than utilise complex, expensive and sometimes environmentally questionable incineration or land disposal methods. Except for some special problems, such as the biological treatment sludge from a dissolving grade sulphite mill, it is technically feasible to limit sludge generation to under about 10 kg/t pulp production by in-plant measures, and by using low-rate biological treatment systems rather than high-rate processes. Whether or not this is economically realistic depends on local conditions.

10 COMPUTERS AND ENVIRONMENTAL PROTECTION

10.1 General

As in most fields of technology and business, computers are being used increasingly in the pulp and paper industry. A small but significant proportion of computer applications are directly concerned with environmental protection measures and many of the engineering design and process control applications have side effects on the environmental aspects of designing and operating pulp and paper mills.

The use of computers in the industry falls into five broad categories, as follows:

- engineering design and optimisation studies of the production processes;
- process control;
- environmental impact analysis;
- mechanical, civil and electrical design; and
- business, accounting and commercial.

The latter two are of little environmental significance, and are not discussed further. The environmental aspects of the other three categories are discussed below. The discussion on the application of computers for process control is the most detailed, as this is the predominant application and probably the least understood.

10.2 Engineering Design and Optimisation Studies

The pulp and paper industry production processes are characterised by large numbers of recycle streams and complex interrelationships between departments and unit operations. The mathematical techniques necessary for the analysis of the operations have been quite well known for many years, but they have not been utilised to their full potential for the design of new and modified mills to achieve the best compromises between capital cost, operating costs and discharges to the environment. This is partly due to the historical origins of the industry, but primarily due to the excessive labour required to perform the calculations properly. The labour costs and delays involved in preparing complete and detailed mass and energy balances have led to the practice of designing mills by department, instead of as a complete system, and to the use of many short-cut and rule-of-thumb calculating techniques based on past operating experience. While this will always be necessary to some extent in the practice of engineering and business, complete reliance on past experience for design and modification of large

production systems has the effect of limiting technological change and becomes less and less effective as the production systems become more complex, and the rate of development of technology increases.

Rapid and efficient calculation techniques are essential for the development of optimum process designs to meet the environmental and economic needs of this decade. To overcome these problems, computer programs have been developed to perform the mass and energy balances for the initial design and for modernisation of even the most complicated pulp and paper mill flowsheets.

To perform the first mass and energy balance calculation for any one mill flowsheet, whether using a computer or manual calculation techniques, requires a substantial amount of work (typically about two man months for a medium size mill), but where suitable computer software is used, further calculations for alternative designs or operating criteria can be performed very rapidly and inexpensively. Since engineers can use these programs to evaluate the effects of many potential changes prior to selecting the optimum design and committing resources to equipment purchase and construction, they are commonly referred to as mathematical models or as process simulation systems.

Although process simulation techniques can reduce design costs, their principal advantage is that they permit the mathematical modelling of complete mill systems, the prediction of effluent and atmospheric emission characteristics with a reasonable degree of accuracy, and other data essential for optimum mill design. This allows many different mill designs to be evaluated and all implications of any alternatives to be considered before entering into commitments for major equipment purchase.

In the case of operating mills, such models allow the investigation of the process, and development of improvements to reduce operating costs and/or effluent and atmospheric discharges in the most effective manner. They are of particular value in complex fields such as overall mill white water systems where several paper machines and, perhaps also several pulp mills, are involved.

Some specialist equipment manufacturers were using computers very effectively for process design in the 1960s, but their interest was limited to their own equipment.

The available software was not sufficiently adaptable for effective application to complete and varied mill systems until the mid 1970s. Several systems are now available and are being used increasingly. Some of the software systems capable of detailed process analysis of complete mills have been developed by consultants, and access is limited to employees. However, other effective process simulation systems for

the pulp and paper industry are publically available on timesharing networks. These are used by mills, consultants, and equipment manufacturers for their own calculations, and may be accessed from anywhere in North America by public telephone lines using computer terminal equipment costing only a few thousand dollars. This has led to more widespread and increasing application by research and development organisations as well as by mills, consultants and equipment suppliers, some of which have purchased the software to run on their own computers.

10.3 Process Control Computers

10.3.1 General. The basic building blocks of process control systems can be explained by reference to Figure 23. The purpose of automatic control is to maintain the controlled variable or output of the process at a target value. This requires a sensor to measure the variable (measured value) and a controller which calculates the deviation of the measured value from target and the amount by which the manipulated variable (process input) must be changed to bring the controlled variable to target. The manipulated variable is adjusted by means of an actuator such as an automatic valve.

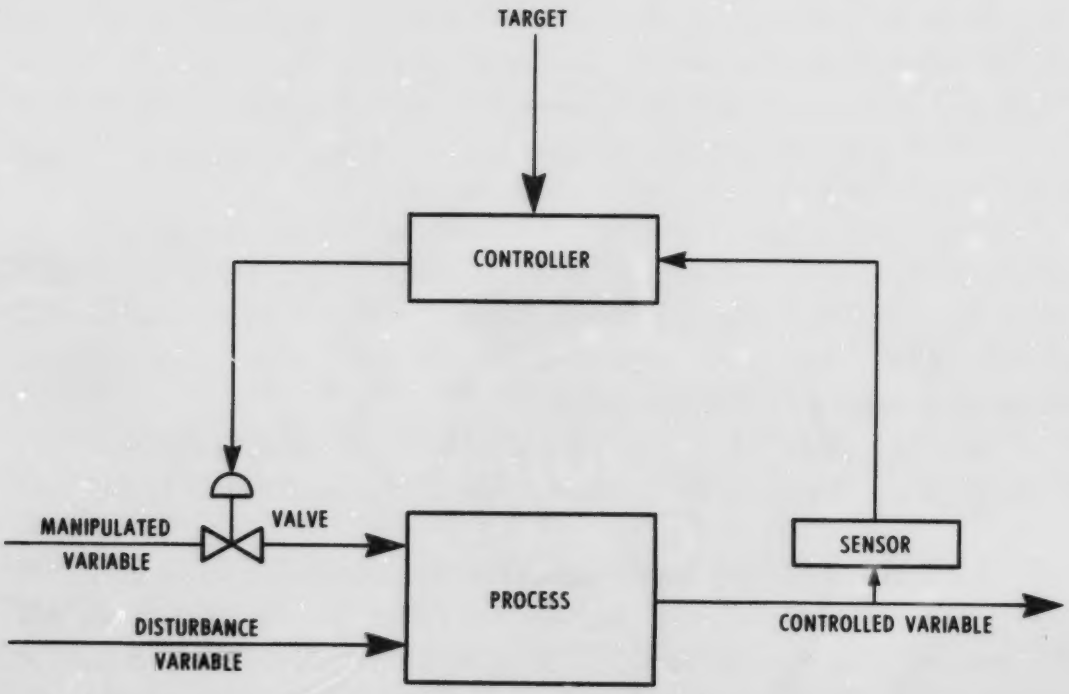


FIGURE 23 BUILDING BLOCKS OF PROCESS CONTROL SYSTEM

Automatic control systems are needed because of the presence of one or more disturbance variables which cause changes in the controlled variable. This type of control is called a feedback control loop and is the most commonly used. Obviously it cannot provide perfect control because it only makes corrections after the controlled variable has deviated from target.

In certain cases it is possible to measure one or more disturbance variables and to adjust the manipulated variable to prevent variations in the controlled variable. This is called feedforward control and is generally more complex than feedback control, and the designer requires a more exact knowledge of the process. Feedforward control is an example of multivariable control. Another type of multivariable control is when the manipulated variable also causes a change in a second output variable (known as an interaction). If both the output variables are to be controlled, then two manipulated variables are required and non-interacting or decoupled control must be provided.

10.3.2 Control of Connected Processes. Pulp and paper mills consist of hundreds of individual processes connected in series and parallel. In general, processes are separated by buffer storage capacity or tanks. The levels of these tanks will rise and fall whenever the throughput of the upstream and downstream processes differ. If a tank overflows, this is a potential source of pollution, and if a tank runs empty it frequently leads to process upsets and perhaps accidental overflows in other, related equipment.

10.3.3 Hierarchical Control. Pulp and paper processes are complex, and the modern process control systems reflect this complexity. Nonetheless, the basic structure of mill control systems seems to be common for all process industries and is hierarchical in nature (80,81). This structure consists of five levels which have the following functions:

A Direct Control

- performs the single-loop feedback and multivariable feedback and feedforward controls on a single process unit;
- receives targets from supervisory control level;
- causes alarms for abnormal condition and takes corrective actions;
- collects information on unit production, material use, energy use and discharges and transmits it to supervisory level.

B Supervisory (Region) Control

- controls process region consisting of several process units each with its own direct control system;

- optimizes operation of unit processes within region i.e., sets target for manipulated variables including enforcement of production schedule by setting throughput rate of each unit;
- collects data for whole regional process from each unit on production, in-process inventory, material use, energy use and discharges;
- maintains communication between lower (direct control) and higher (area) levels.

C Intra-area Coordination

- establishes production schedule for each region within an area, in conformance with mill production schedule;
- minimizes costs (material, energy, discharges) within area;
- prepares area production reports;
- collects and maintains area data files on production, inventory, material and energy use and discharges;
- maintains communications between lower level (region supervision) and higher level (mill operational management).

D Mill Operational Management

- establishes production schedule for all areas, regions and unit in mill;
- reschedules production based on receipts of new orders and unplanned process interruptions;
- determines optimium in-process inventories (such as tank levels);
- keeps track of in-process inventories;
- keeps track of product quality;
- keeps track of material use, energy use and discharges for the mill.

E Mill Management Information

- maintains contact with the world outside of mill production processes including other mill departments (accounting, maintenance, etc.) and outside the mill (sales department, head office, government, etc.)
- supplies routine and status reports on production, costs, quality, discharges, etc.;
- supplies order status.

This hierarchical control parallels the normal hierarchical personnel organisation consisting of operators (unit), foremen and supervisors (region), superintendents (area), production managers (mill operations) and mill management (mill information).

The structural analysis is important because of its bearing on process control of discharges as they originate within the mill prior to effluent treatment.

There are two basically different cases to consider in applying the hierarchical control structure:

- control of the flow and composition of an individual process stream such as flue gas, or excess white water, and
- control of tank levels and equipment to avoid overflows, spills and the need to dump material for repair access.

According to the control structure, both of these cases could be affected by control actions and decisions at all levels in the hierarchy. The improved direct control possible with well-designed modern computer control systems stabilises individual unit operations, minimising variations in flow and composition of discharges. Optimizing control at the supervisory level should include effluent and atmosphere emission discharge rates as constraints.

Scheduling and intra-area coordination at the higher levels minimizes tank overflows and unnecessary discharges due to mismatch of upstream and downstream throughput rates. Alarm action at the lower levels and reporting at the higher levels help focus short and long term corrective action.

10.3.4 Digital vs. Analog Computers. At the direct control level, automatic control is performed by analog and digital computers. Analog systems represent the controller inputs and outputs (measured variable, target, actuator) by pneumatic air pressure or DC current. This has been the prevalent method but is being gradually replaced by digital equipment. In this case, the necessary controller action is calculated numerically and a signal generated to actuate the control valve or other device which manipulates the process. Digital systems always include analog/digital conversions to accommodate sensors and actuators, which are predominately analog.

Analog systems are confined to the lowest levels of direct control. The hardware becomes too complex and inflexible at higher control levels.

10.3.5 Unit Computer Control. The rate of application of digital systems has to a large extent been dependent on the cost of computers. The first breakthrough came in about 1970 with the relatively low cost mini-computer. This permitted the development of a new industry providing turnkey control systems for unit or region control. These packages included all hardware (computers, special sensors, operator stations), the software, (computer programs which control the system), and engineering services.

The initial applications were mostly for paper machine control. No direct benefits in pollution control were claimed. One could, however, postulate both a benefit and disadvantage as follows: the benefit would result from more stable operation of the paper machine. This resulted in fewer paper breaks and operational rejects, both of which cause unpredictable surges in wet and dry broke, which can in turn overflow tanks and cause spills. The other side of the coin results from a fundamental property of control loops. The purpose of the loop is to minimise variations in the controlled variable (such as paper moisture). These variations are caused by the disturbance variable (such as pulp freeness). The control system transfers this variation to the manipulated variable (steam flow). This disturbs the stream pressure and boiler fuel and air control, increasing the potential for emissions. It also upsets other steam dependent units such as black liquor evaporators, which in turn upset the recovery furnace, making emission control more difficult.

Computer control systems for batch and continuous digesters have become common and provide certain environmental benefits. Batch digesters use large quantities of steam during the heating phase. Computer control (intra-area coordination) permits improved scheduling of batches and results in leveling of steam demand. Improved control of digester Kappa number reduces upsets in pulp washing due to the stabilising effect on the quality of the washer feedstock.

Both of the above can reduce and stabilise the loads on the recovery boiler reducing atmospheric emissions and the likelihood of black liquor spills. More importantly, recovery furnaces that operate at a steady load are easier to control and can be relatively easily tuned to minimise emissions.

Bleach plant computer control reduces variations in pulp brightness and the residual chlorine concentration in the bleach plant effluent.

Since 1973, the increase in fuel prices has caused emphasis to be placed on improved control of recovery, fossil fuel and hog fuel fired boilers. In all cases, these involve combustion controls which use flue gas composition sensors and automatically adjust combustion air. This is done primarily to maximise combustion efficiency, but usually reduces particulate emissions from hog fuel boilers compared with manual control.

It has been found that control of carbon monoxide emissions to below 600 ppm in recovery furnaces (Figure 24) eliminates hydrogen sulphide emissions as well as being close to maximum combustion efficiency (32,82,83). This is discussed in Section 10.3.6.

Additional control functions for recovery furnaces include liquor firing control, bedshape control and furnace temperature control. These have an effect on the

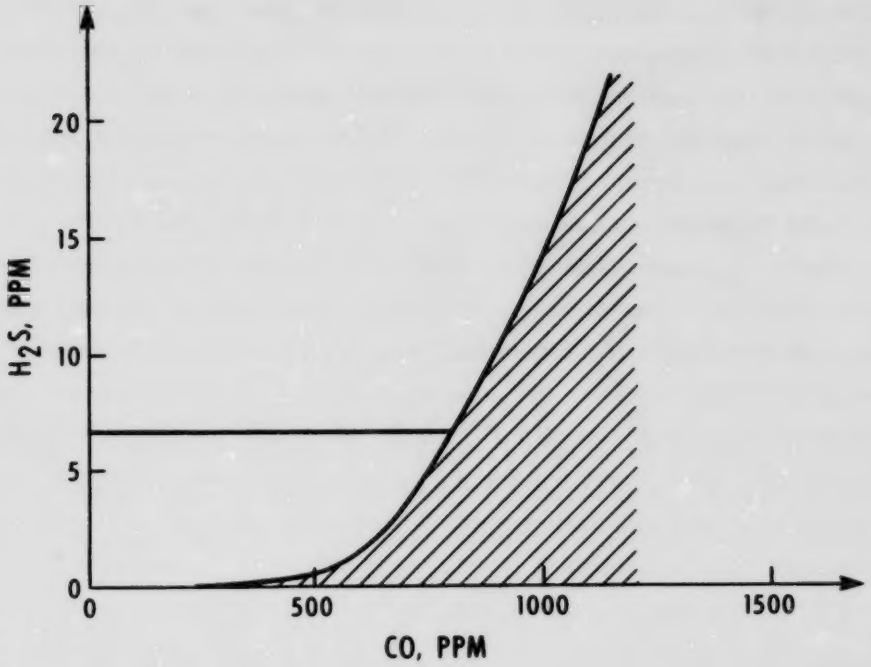


FIGURE 24 RECOVERY FURNACE HYDROGEN SULPHIDE vs. CARBON MONOXIDE EMISSIONS

oxidation/reduction balance and hence the composition of the gaseous combustion product. Recent work (84) has shown the importance of measuring and controlling carbon monoxide and oxygen independently to maximise reduction of Na_2SO_4 to Na_2S, reducing the load on the recovery system.

Particulate emissions generally increase as the firing rate on hog fuel fired boilers increases. The supplier of one package control system states that bark rate is automatically adjusted to keep the stack gas opacity at the limit.

Control of mechanical pulping processes such as TMP, CTMP, and stone groundwood (85) is basically in its infancy in Canada although it is more widely practised in Europe. The primary benefits are reduced variations in pulp quality (freeness) with steadier paper machine operation.

The computer control functions mentioned above are all essentially unit process controls at the direct and supervisory level. In addition, energy management systems are available which operate on several boilers, turbines, etc., at the intra-area level.

About 80% of the Canadian paper machine capacity is now computer controlled. About 15% of the Canadian recovery furnaces, and a small proportion of the power boilers have computer controls. In the chemical pulping and bleaching areas, about 50% of the plants have some form of computer control. There are no computer control systems on stone groundwood and perhaps 10% for TMP or CTMP.

In general, the main emphasis is on multivariable feedback and feedforward control at the direct level plus some supervisory functions such as optimisation. The systems also generate production reports, but usually at the unit level rather than area levels. The computers are generally stand-alone, that is to say they have no communications links with other computers.

Most newsprint mills and several other mills have roll handling computer systems for the finished paper which carry out certain parts of two of the highest levels, mill operational management, and mill management information, as well as the lower levels of control associated with roll finishing handling and shipping. These systems are mostly of Canadian origin. They operate in isolation from the other process computers in these mills and have no environmental effect. However, they are likely to be expanded to manage larger areas of the mill process, including those which affect effluents and atmospheric emissions. A new system designed to integrate the hierarchical control system both horizontally and vertically has been announced, including links to existing process computers, extending operational management control into the mill process.

A second price breakthrough in computer technology was the commercialisation of the micro-computer in the late 1970s. This lowered the cost of individual computers dramatically. In addition, it enabled the development of cost-effective digital communications networks linking together distributed microcomputers. This type of system is being used instead of analog controllers in a significant proportion of mill expansions and re-builds. They are frequently referred to erroneously as "mill-wide" systems because the network permits access to any variable or control loop regardless of its physical location. Generally, however, these systems are limited to the direct control level. The term "mill wide" system should be reserved for systems that also include the higher levels of control to be discussed in Section 10.3.7.

10.3.6 Sensors for Effluent and Emission Control. Automatic control depends on accurate and reliable sensors. No sensors are presently available to measure BOD or toxicity in effluent directly, but volumetric flow can be measured quite readily. The concentration of suspended solids is not directly measurable, but some optical sensors are

now available that provide useful estimates of suspended solids concentrations where the solids composition of the effluent is reasonably constant.

Direct computer control of effluent treatment systems is technically feasible, but has not yet been applied in the pulp and paper industry. The most useful field of application would be activated sludge plants, but these are rare in Canada.

Particulate matter in atmospheric emissions can be correlated quite well with opacity sensor readings. TRS is also measureable although the reliability of the instruments has been disappointing (86). As mentioned previously, this problem could be overcome in recovery furnaces by inferring TRS concentrations from carbon monoxide concentrations measured by CO sensors which are potentially much more reliable.

10.3.7 Mill-wide Control Studies. As mentioned in Section 10.3.3, the higher level functions will play an important role in the future of environmental protection. There has been no experience with mill-wide control in Canadian mills, but the concept has been confirmed by a major cooperative project in Scandanavia (83,87). The project was principally concerned with effluent control. The philosophy behind it was that traditional monitoring of mill effluent after treatment, usually based on 24-hour averages, is quite unsuitable for short-term detection of the source of a pollutant, and hence its control. This requires measurement at source. One of the objectives was to overcome the problem of automatic warning alarm systems which cause so many false alarms that their usefulness is destroyed, while still retaining the necessary sensitivity to be effective.

Additional process instruments were installed as follows:

- flow and conductivity sensors to monitor waste streams in the kraft liquor cycle;
- flow and suspended solid sensors to monitor waste streams in the fibre processing departments; and
- level sensors on buffer tanks, liquor tanks, and filter vats.

Because effluent discharge flows are generally very unsteady the system includes comprehensive data analysis programs to analyse all the measurements. The alarm criteria for peak discharges are such that only environmentally significant discharges trigger alarms. The system is designed so that a peak discharge initiating the alarm must:

- contain a minimum amount of contaminant, and
- exceed a dynamic alarm limit set at a particular value above the current steady discharge.

Increases in the pollution load resulting from deliberate actions should not alert the operators. Otherwise, they will quickly become confused and/or ignore the system. Examples of such situations are the routine drainage of tanks or production rate changes. Data, trend graphs and alarms are displayed on a colour video screens.

The cost of this one mill-wide control project, including all the upper level functions and the discharge monitoring system, was about $1.5 million. Total annual savings of $700 000 were reported to have resulted. Of these savings, about half were due to reduced losses of fibre and chemicals. It should be noted, however, that more than half of the latter savings were due to process modifications motivated by information generated by the monitoring system, rather than by direct control of losses.

10.4 Environmental Impact Studies

Most regulations intended to reduce odour around pulp mills, except those of Ontario, are based on emission levels, rather than on ground level concentrations. However, the impact of any TRS emission on ground level concentrations is often more dependent on the elevation, temperature and velocity of emission than on the quantity of malodourous gases emitted. In the case of a pulp mill with a typical arrangement of stacks, one kilogram of TRS gas emitted from a low elevation, cool vent can have over a thousand times the effect on ambient concentration of TRS at ground level as the same kilogram emitted from a high hot stack, such as from a recovery furnace.

The state-of-the-art of mathematical modelling for prediction of atmospheric dispersion of stack emissions is sufficiently advanced to allow different stack and vent arrangements to be compared for any mill-site, even in complicated terrain. These models often require fairly large computers, which often limited application in the past, but is not a significant factor today due to the dramatic reduction in computer costs.

The calculation power of computers is also useful in studies of river assimilation capacities, as well as a statistical and data logging in preparation of data bases related to environmental quality. Without computers, much of the technology developed in the last 20 years would be unusable due to the workload involved in calculations.

11 ENERGY IMPLICATIONS OF NEW PROCESSES

11.1 General

Except for aluminum production, the manufacture of pulp and paper requires more energy per dollar sales than any other major industrial product, so energy costs and consumption have a major impact on the industry's viability.

Most of the "add on" atmospheric emission control equipment and external effluent treatment systems that have been installed in response to environmental regulations have increased mills' energy consumption. Estimates vary as to the amount, but are usually about 0.3 GJ/t product for a mill that complies with current regulations (88). This is small but not insignificant when compared with the average consumption of about 14 GJ purchased energy per tonne production.

The energy requirements for primary treatment systems are up to about 0.05 GJ/t product, and depend mostly on the volume of effluent that has to be pumped and the amount of sludge that has to be dewatered.

Secondary treatment energy requirements depend mostly on the BOD removal required, since this is the key parameter defining aeration power. About 0.2 GJ/t kraft pulp or thermomechanical pulp is generally necessary, but the requirements for sulphite pulp mills are much higher and are very dependent on pulping process yield as well as the characteristics of the final product.

In-plant measures for reduction of discharges mostly reduce energy consumption, and can recover up to about 2 GJ/t in some cases. A few in-plant measures, such as the older steam strippers for contaminated condensates, are high energy consumers, up to about 1 GJ/t pulp, but they are being replaced.

The increasing cost of energy has resulted in the implementation of a wide variety of measures to reduce the energy consumption of the pulp and paper manufacturing processes. These have had various environmental impacts, such as reducing emissions of sulphur dioxide, and reducing effluent flows due to increased reuse of water. The reductions in flow often result in modest reductions of BOD and suspended solids discharges, but usually increase the effluent toxicity since the current toxicity guideline is effectively a measure of concentration of material toxic to fish, rather than a measure of mass flow as most other Canadian regulations are.

11.2 Kraft Pulping and Bleaching

Environmental pressures and energy costs have led to extensive recycling of water and spent cooking chemicals, which has reduced the energy requirements for kraft mills in recent years. No industry-wide data have been published, but some mills have indicated savings of 2 GJ/t in bleach plant steam consumption.

Oxygen bleaching, discussed in Section 6, and improved brown stock washing, discussed in Section 5, lead to increased steam production provided that the recovery furnace has sufficient capacity to burn the recovered organic material. This is significant in the design of new mills, but many existing mills would have to install new recovery furnaces to take advantage of such savings. Any increase in steam production from burning black liquor solids generally reduces the quantity of oil or other fossil fuel fired in one of the other mill boilers. However, the effect on total emissions from the recovery furnace or the power boiler is generally negligible.

The high efficiency electrostatic precipitators now required for recovery furnaces consume about 0.1 GJ/t and the lime kiln scrubbers typically require 0.03 GJ/t to comply with current regulations.

11.3 Newsprint

The trend towards increased use of thermomechanical pulping, partly due to environmental pressures to reduce the effluent from the sulphite pulp mills, has increased energy requirements by about 2 GJ/t newsprint, compared to the traditional processes. Much of this energy is recoverable for drying paper (89).

11.4 Power Plant

All pulp and paper mills have boilers to produce steam for process use, and many also generate some or all of the mill's electrical power requirements.

Primarily due to the increasing costs of oil and other fossil fuels, but also because of environmental pressures to reduce the quantities of bark being landfilled, a number of mills have installed new hog fuel boilers. Some mills have modified existing boilers or operating procedures to increase the quantities of hog fuel burned. Since this generally replaces oil or natural gas, there is an increase in particulate emissions. However, most of the new and rebuilt boilers comply with the current particulate emission regulations, and there is no evidence that emissions of this level have any significant environmental impact. When the hog fuel firing rates of older boilers are

substantially increased, it is usually necessary to upgrade the particulate emission control equipment to avoid excessive emissions.

Where mills install turbogenerators, their total fuel consumption will increase, typically by several percent, which may also increase particulate and sulphur dioxide emissions. However, in practice, most turbogenerators are installed to take advantage of cogeneration, where oil is often replaced as the fuel for a utility power station, decreasing SO_2 emissions. Most major expansions in mill turbogenerator capacity are associated with the installation of modernised boilers, which usually incorporate efficient emission controls. A turbogenerator installation in a pulp or paper mill rarely has any significant detrimental effect on emissions.

11.5 Sulphur Dioxide Emissions

The steam and power plant is the principal source of sulphur dioxide emissions in most mills, except acid sulphite mills. The emissions from the power plant boilers themselves depend entirely on the total quantity of sulphur in the fuel burned. There is no useful correlation with the type of mill or the production rate. When natural gas is the fossil fuel, the sulphur dioxide emission is essentially zero.

Where residual fuel oil is burned, the consumption could be up to three barrels oil per tonne pulp, if the mill does not use hog fuel. With 3% sulphur oil, this could represent about 27 kg SO_2/t pulp. However, at least one Canadian mill burns only black liquor and hog fuel, and therefore emits no sulphur dioxide from its steam plant. Most mills emit from 5 to 20 kg per tonne pulp; the average emission in 1978 was 10.7 kg/t product.

The total oil consumption by Canadian pulp and paper mills in 1978 was approximately 20.8 million barrels, with an estimated average sulphur content of 2.24%. This is equivalent to a sulphur dioxide emission of about 135 000 t/year, after deducting for oil usage in lime kilns, since they do not generate sulphur dioxide emissions.

The total sulphur dioxide emissions from pulping processes were estimated at 104 500 tonnes in Environment Canada's national emission inventory of 1978, so that the total pulp and paper industry sulphur dioxide emission at that time was approximately 239 500 t, or about 5% of the total sulphur dioxide emissions in Canada from all sources (4 500 000 t).

No definitive data is readily available to calculate the 1983 situation. However, oil consumption has dropped to about 18 million barrels, and several sulphite mills have closed or converted to high yield sodium base processes which emit little

sulphur dioxide, so that the total pulp and paper industry sulphur dioxide emissions have probably dropped by about 10 - 15%. The trend toward low odour recovery furnaces and the installation of more sulphite recovery systems has added a small quantity of sulphur dioxide to the total emitted by recovery systems, but most other process developments have tended to reduce emissions of sulphur oxides.

To summarise, the pulp and paper industry contributes a small but not insignificant proportion of the total sulphur oxide emissions in Canada. The quantities emitted are declining, and will probably continue to do so, primarily because of the continuing implementation of energy conservation measures which reduce the industry's consumption of oil.

12 COSTS

12.1 General

The definition of the costs of environmental protection measures for the pulp and paper industry is complicated by the fact that much of the equipment required is integrated with the production systems, particularly when the more modern in-plant technologies are utilised. There is no accepted definition of what would constitute a pulp or paper mill without environmental protection measures, and therefore no yardstick for comparison with the known current costs for mills which have adequate environmental protection measures. The following data indicates the approximate capital and operating costs of facilities for which the principal justification is compliance with environmental regulations.

There is no doubt that additional costs are incurred by the industry when mill modifications or equipment selection is influenced by environmental concerns, but these cannot be clearly identified. Reductions in operating costs have also resulted from the improved understanding of the manufacturing process as an overall system gained from the studies of mill operations and research performed in response to environmental pressures. No attempt has been made to include such intangible costs and savings in the data discussed below.

A number of studies were conducted in the United States in the early 1970s on the costs for environmental protection measures in the pulp and paper industry. Some of them were quite comprehensive, technically sound investigations, but inflation and technological developments have rendered the data obsolete. Much of the data on environmental protection costs published in the late 1970s was simply extrapolated from these earlier studies, so that further extrapolation is more likely to be misleading than useful. No comprehensive studies applicable to 1983 environmental protection costs in Canada have been published, with the exception of reference 90. Published data are available from Statistics Canada and several private sources on the rates of inflation for industrial construction, chemical costs, labour rates, etc. However, changes in regulatory requirements and technology make it impractical to apply these to environmental protection costs for periods exceeding about five years.

The principal factors affecting the capital and operating costs of environmental protection measures are the mill process and the applicable regulations. In addition, the actual costs at any one mill are site-specific and any one of the following factors can lead to variations in local costs by a factor of at least 2:1:

- quality and ingenuity of engineering and project management,
- constraints due to previous technical decisions,
- topography,
- local energy costs, and
- land availability.

12.2 Effluent Treatment Costs

The capital and operating costs for the installation of facilities to bring Canadian mills into compliance with federal regulations were estimated by Beak Consultants in 1977, with data reported as 1976 dollars (90). The data in Table 18 are based on these estimates and were calculated by applying Statistics Canada inflation factors, with some modifications on the basis of the author's recent experience.

TABLE 18 APPROXIMATE WATER POLLUTION CONTROL COSTS (1982 Dollars)

	Capital Costs ($/daily tonne product)	Direct Operating Cost* ($/tonne)
Kraft Mill	24 000	7
Low Yield Sulphite	195 000	5 (credit)
Integrated Newsprint/sulphite	40 000	3
Newsprint (without sulphite)	20 000	5
Other Non-Integrated Paper	9 000	3

*Direct costs include labour, energy, technical support, maintenance and chemicals but exclude depreciation, interest and taxes, etc.

These costs were based on the mid 1970's proven technology, and it is probable that actual costs could be reduced in 1983 by the application of the in-plant technology that has been developed in recent years. No comprehensive studies are available to confirm this, but the author's experience concerning specific mills indicate that this is so.

In-plant measures generally incur roughly the same capital costs as the external treatment systems mentioned above, but the operating costs of in-plant systems are usually substantially lower than those shown. The technology of in-plant environmental protection measures is generally more complex than external measures. Constraints such as the availability of sufficient, technically qualified staff and restrictive union practices have forced many mills to use the more expensive external treatment approach.

In some cases, provincial regulations are significantly more demanding than the federal regulations, particularly where a mill discharges to a small or environmentally sensitive watercourse. The foregoing cost data contain no allowances for the additional costs incurred in such cases.

12.3 Atmospheric Emission Control Costs

The available publications on atmospheric emission control costs for complete mill systems are all based on late 1960s and early 1970s technology and regulations. They are hardly relevant to 1983 technology, regulations and costs, and the data has not been utilised in the preparation of this review, although some references are listed (91,92).

There is no lack of published costs for specific pieces of air pollution control equipment, but the authors are usually also the vendors of the items concerned, and any data cited on the costs for installation and the necessary auxiliary equipment in such publications must be treated with caution. The following data on costs are based on the experience of the author and quotations from equipment suppliers, and must be interpreted in that context. A comprehensive study of requirements and actual field costs would be necessary to estimate costs in any detail.

In the case of a new kraft mill, the capital cost of the air pollution control systems would be in the order of $9 000 per daily tonne of production capacity. The direct operating costs are normally under $1/t, and there may be a small revenue due to chemical and energy recovery.

For soluble base sulphite mills with chemical recovery systems, the additional cost for sulphur dioxide emission control over that required for purely economic reasons would be under $2000 per daily tonne of pulp production.

For other mills, the capital cost of air pollution control facilities would be under 1% of the mill capital cost in most cases.

These figures do not include the costs of atmospheric emission control for steam generating plants. These could vary from negligible for natural gas fired boilers to about 5% of the total capital cost for hog fuel fired boilers.

For coal fired boilers, the costs of particulate emission controls to comply with current regulations would probably be higher. In the event that sulphur dioxide emission control equipment was required, the capital cost would be very much higher. However, there seems to be little likelihood that the Canadian pulp and paper industry will install significant coal firing capacity in the forseeable future.

The most significant operating costs for most of the air pollution control equipment used in the industry are maintenance and capital-related charges (depreciation, interest, insurance, taxes, etc). In some cases the energy consumption is significant, but most of the systems also recover chemicals, which tends to offset the energy costs. It is unusual for air pollution control facilities to increase the direct operating labour requirements, except for some increase in ash trucking costs where applicable. The annual costs for equipment maintenance, technical support, and emission testing are typically a few percent of the capital cost of the installation concerned.

Where air pollution control facilities have to be retro-fitted to an existing plant, the capital costs are usually somewhat higher than those indicated above for new installations. In some cases the costs could be substantially higher, such as when an improved multiple cyclone for a hog fuel boiler requires a new induced draft fan and major structural modifications due to space constraints. It is not possible to provide realistic guidelines for retro-fit costs, since experience has shown that they vary widely.

REFERENCES

1. Paprican Metric Practices Guide, Pulp and Paper Research Institute of Canada, 570 St. John's Boulevard, Pointe Claire, Quebec H9R 3J9.

2. Canadian Standards Association, "The International System of Units (SI)" CAN3-Z234.2-76, 1976.

3. Canadian Standards Association, "Canadian Metric Practice Guide", CAN 3-Z234.1-79, 1979.

4. Environment Canada, "Pulp and Paper Effluent Regulations and Guidelines", Water Pollution Control Directorate, reprinted from the Canada Gazette as Reports No. EPS 1-WP-72-1 and EPS 1-WP-72-2, November 1972.

5. Environment Canada, Environmental Protection Service, "Status Report on Abatement of Water Pollution from the Canadian Pulp and Paper Industry (1980)", Water Pollution Control Directorate, EPS 3-WP-82-3, July 1982.

6. N. McCubbin, "The Basic Technology of the Pulp and Paper Industry and Its Environmental Protection Practices", for Environment Canada, Report No. EPS 6-EP-83-1, 1983.

7. F.L.C. Reed, "Recent Reductions in the Canadian Timber Base", Canadian Forest Congress, Toronto, 1980.

8. J.R. Carrow, Pesticide Workshop Proceedings, Canadian Council of Resource and Environmental Ministers, page 18, 1982.

9. C.W. Green, "Registration of Herbicides - Process, Problems, and Status", Forest Pest Management Institute, Canadian Forestry Service, Sault Ste. Marie, Ontario, presented at CPPA Woodlands Annual Meeting, 1983.

10. BEAK Consultants Ltd., "Technical, Economic and Environmental Aspects of Wet and Dry Debarking", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-78-3, March 1978.

11. V. Loras, "Brightening of Thermo Mechanical Pulp", International Pulp Bleaching Conference, Chicago, May 2-6, 1976.

12. R. Berlyn, "Debarking of Wood Chips", Pulp and Paper Canada, August 1979.

13. Leask, R.A., "Review of Thermomechanical Pulping", Pulp Paper Mag. Can. 76 (10): T294-T302, October 1975.

14. Asplund, A., "High Temperature Refining", Svensk Paperstidn. 56: 550, 1953.

15. Leask, R.A., "TMP Growth Emphasis Potential Energy Savings", Pulp and Paper Mag. Can. 84 (3):13-14, 1983.

16. M. MacLeod, "Anthraquinone: Status Report", Pulp and Paper Magazine of Canada pp. 98-100, November 1982.

17. O.V. Ingruber, "Development and Status of Alkaline Sulphite Anthraquinone Pulping", CPPA Annual Meeting, Montreal 1983.

18. J. Renard and R. Philips, "Analysis of Anthroquinone Impact on Alkaline Pulping Process", AICHE Conference, San Francisco, November 1979.

19. T.J. Blarn, "Influence of Sulphidity on Anthraquinone Softwood Pulps", TAPPI, 63 (5), May 1980.

20. Product Data Sheets, AQ 80A- Anthraquinone, Canadian Industries Ltd., Montreal.

21. Collicutt, S.A., Frazier, H.C., Holmes, G.K., Joyce, P., Mackie, D.M. and Torza, S., "UHYS Processes", TAPPI 64 (6): 57-61, June 1981.

22. Ayroud, A.M., Goel, K. and Lemay, Y., "Consolidated-Bathurst's Experiences with Very High Yield Sulphite Pulps", paper presented at the 1980 CPPA Annual Meeting.

23. Mutton, D.B., Tombler, G., Gardner, P.E. and Ford, M.J., "Sulphonated Chemi-mechanical Pulping Processes", Pulp Paper Mag. Can. 83 (6): T189-194, 1982.

24. Cayoutte, D.J., Dines, R.E., Morcy, L.P. and Ford, M.J., "Gatineau SCMP - Three Years Later", paper presented at 1982 CPPA Annual Meeting.

25. Dines, R.E. and Tyminski, A., "The Vapour Phase SCMP Process", paper presented at the 1983 CPPA Annual Meeting.

26. Beath, L.R. and Mihelich, W.G., "Refiner Mechanical Pulping of Chemically Pretreated Wood", TAPPI 60 (12):77-81, December 1977.

27. Barnet, A.J., Leask, R.A. and Shaw, A.C., Pulp Paper Mag. Can. 82 (10): T255-260, October 1980.

28. Constantino, J., Fisher, D.J., Joyce P. and Mackie, D.M. "Sodium Sulphite Treatment of West Coast Softwood in Thermomechanical Pulping", paper presented at the International Mechanical Pulping Conference, Washington, D.C., June 14-17, 1983.

29. Leask, R.A., "TMP Progress", TAPPI 51 (12): 117-120A, December 1968.

30. H.H. Holton and F.L. Chapman, "Kraft Pulping with Anthraquinone", TAPPI, 60 (11), November 1977.

31. R.E. Chamberlain, "An Approach to Establishing Safe Kraft Recovery Furnace Firing Rates", Pulp and Paper Magazine of Canada, pp. T196-200, June 1981.

32. C.A. Bostrom et al "Odour Control at Recovery Furnaces by Monitoring Carbon Monoxide", Pulp and Paper Canada, 82 (9): T239, Sept. 1982.

33. S. Prahacs, S.P. Bhatia, Canada Patent No. 892,463, 1972.

34. S.P. Bhatia et al "Removal of TRS from Stack Gases with Activated Carbon", Pulp and Paper Magazine Canada, 76 (C): T98 (1975).

35. V.L. Norandini and L. Marentette, "Recovery Furnace Emission TRS Levels Controlled With a Flakt MODO Scrubber", CPPA Annual Meeting, 1983.

36. "The Control of Air Pollutant Emissions from a Kraft Recovery Boiler Using an Alkaline-Carbon Scrubbing System," St. Anne-Nackawic Pulp and Paper Company Limited, Environment Canada, DSS Contract No. 05576-00088, March 1981.

37. Beak Consultants, "Stripping Kraft Foul Condensates with Waste Gases", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-82-1, March 1982.

38. Elsila, M., Leiviska, K., Nettamo, K., and Pulkkinen, T., "Autoline Computer Control System for Lime Kiln/Causticising Area", Pulp Paper 53 (12): 152-155, 159, Nov. 1979.

39. Howard Edde Inc., "Technology and Associated Cost for Sulphite Pulping Spent Liquor Recovery", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-77-8, June 1977.

40. J. Wearing et al, "New White Water Strategies for Integrated (TMP) Newsprint Mills", CPPA/TAPPI Mechanical Pulping Conference, Washington, June 14-17, 1983.

41. A. Wong, J.T. Wearing, V.C. Uloth, "Toxicity of Brown Filtrates is Related to the Degree of Washing", Pulp and Paper 53 (10): 96-100, 108, September 1979.

42. A. Tuomi, "Pressure Washing System Design Energy Savings", TAPPI Eng. Conf. (New Orleans), Proceedings (Book I): pp. 77-80, November 27-29, 1979.

43. E.O. Ericsson, D.M. Moody, "Operating Experience with a New Horizontal Brown Stock Washer", Pulping Conference,1982.

44. E.A. Sexton, E.G. Wilkinson, "Spent Liquor Recovery at Ontario Paper", Pulp and Paper Canada 81 (1), January 1980.

45. A. Tomiak, M.A. Lauzon, "Material Balances for Countercurrent Pulp Washing Systems", Pulp and Paper Canada, 79 (2), February 1978.

46. R.P. Singh (Editor), The Bleaching of Pulp, TAPPI Press, 1979.

47. R.W. Schleinkoffer, "Short Sequence Bleaching with Oxygen", Pulp and Paper Canada, 83:11, 1982.

48. Great Lakes Forest Products Ltd., "Mill Scale Application of the Rapson-Reeve Closed-Cycle Process", Environment Canada, Report EPS 4-WP-80-4, 1980.

49. K. Sharpe, W.A. Moy and G.E. Styan, "Modification of Kraft Bleaching Sequences for Pollution Abatement", Annual Meeting CPPA Technical Section, 1975.

50. G. Kutney, R.S. Macas and G.P. Donnini, "The C Stage for the 1980's," CPPA Technical Section Annual Meeting, 1983.

51. G.W. Kutney, H.H. Holton, D.H. Andrews and G.P. Donnini, " C_d Versus D_c", TAPPI International Pulp Bleaching Conference, 1982.

52. G.P. Donnini, "The Effect of Chlorine Dioxide Substitution on Bleaching Effluent Toxicity and Mutagenicity", CPPA Technical Section Environment Improvement Conference, Halifax, June 1982.

53. Wong et al, "Toxicity, BOD and Colour of Effluents from Novel Bleaching Processes", Pulp and Paper Canada, 79 (7), July 1978.

54. D.W. Reeve, "The Effluent Free Bleached Kraft Mill. The Second Fifteen Years of Development", Proceedings of International Pulp Bleaching Conference, 1982.

55. R.J. Rush and E.E. Shannon, "Review of Colour Removal Technology in the Pulp and Paper Industry", Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-76-5, April 1976.

56. R.W. Chan and J.R. McDonald, "Modified Bleaching Sequences". CPPA Technical Section Annual Meeting, 1983.

57. W.A. Moy et al, "An In-line Process for Bleach Plant Effluent Colour Removal," CPPA Joint Pacific and Western Branch Section Meeting, 1974.

58. R.J. Gall, F.H. Thompson, "A New Route to Reduced Pollutants in Bleach Plant Effluent," CPPA Annual Meeting, 1974.

59. R.W. Schleinkofer, "Overview of Chlorine-Free Bleaching Process," TAPPI Seminar on Oxidative Bleaching, Atlanta, Georgia.

60. J.L. Betts, et al, "Fraser Process for Chemical Pretreatment of Kraft Mill Effluent", Pulp and Paper Canada 72 (6), 1971.

61. R.H. Voss et al, "Chlorinated Organics in Kraft Bleachery Effluents", Paperi Puu 62-12, December 1980.

62. J.M. Leach, "Loadings and Effects of Chlorinated Organics from Bleached Pulp Mills," Proceedings of Conference (Colorado Springs), Ann Arbor Science Publications, 1979.

63. W.H. Rapson, M.A. Nazar, "Elimination of Mutagenicity of Bleach Plant Effluents," Pulp and Paper Canada 81-8, August 1980.

64. M. Salkinoja-Salenon, "Behavior of Chloro Organic Chemicals in the Environment and their Biological Treatment", Workshop of Future Prospects, Versailles, October 1982.

65. G.P. Donnini, "Reduction of Toxicity and Mutagenicity of Chlorination Effluents with Sulphur Dioxide", Pulp and Paper Canada, 82 (11), November 1981.

66. J.L. Betts and G.G. Wilson, "New Methods of Reducing Toxicity in Kraft Mill Bleach Waste to Young Salmon", Journal of the Fisheries Research Board of Canada, 23 (6): 813-824, 1966.

67. L.D. Markham and V.L. Magnotta, "Oxygen Delignification at Medium Consistency can Raise Yield and Cut BOD", Pulp and Paper 55-10, October 1981.

68. D. Wahren, "Water Conservation in Papermaking," CPPA Annual Meeting Montreal, 1983.

69. R.J. Spangenberg, "White Water System Design and Equipment," TAPPI Annual Meeting, Chicago, March 6, 1973.

70. D. Wahren, E.J. Davis, "Conservation of Water and Energy in Paper Mills," The Institute of Paper Chemistry, November 1981.

71. P. Aaltone et al, "Design Principles of White Water Systems with Special Reference to Effluent Control", Proceedings 15th EUCEPA Conference, Rome, May 1973.

72. J.K. Perkins, H.F. Szepan, "Closing Integrated Paper Machine Water Systems," TAPPI 61 (3):63, 1978.

73. W.V. Stevens, "White Water Systems Engineering", TAPPI 59 (2): 71, 1976.

74. J.M. Scott, "How to Plan a Vacuum Pump Seal Water Recovery System," TAPPI, 64 (3), March 1981.

75. J. Barassaud, "Rentabilité de la formation et du développement des ressources humaines - Donohue Inc.", CPPA Annual Meeting, 1983.

76. J.M. Swaney, "Rapid Infiltration Effluent Colour Removal System Become Operational at Skookumchuk", CPPA Annual Meeting, 1983.

77. Symposium on Disposal Alternatives for Pulp and Paper Industry Sludges, University of Maine, Orono, Maine 04469, 1980.

78. J.C. Evans, "Rayonier Produces Animal Feed from Secondary Sludge at Sulphite Mill", Pulp and Paper Magazine, March 1983.

79. Dr. D.N. Carter, "Composting Disposes of Sludge, Yields by Product at Glatfelter," Pulp and Paper, March 1983.

80. T.J. Williams, "Implications of Logical Models of Mill Wide Systems," Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 61, March 1982.

81. A.M. Al-Shaikh and D.B. Brewster, "Entire Pulp Mill Control, Papermaking Systems and their Control", Benn, p. 253, 1970.

82. H. Forsgren and L. Haglund, "Experience with Different Strategies for Excess Air Control, Case II Billerud", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 144, May 1982.

83. L. Eriksson, "Nordmiljo 80: An Internordic Environmental Control Project", TAPPI 65 (7):49, July, 1982.

84. S.G. Edlund and L. Einarsen, "Mill Wide Systems. State of The Art, Trends, Opportunities", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 16, May 1982.

85. O. Svensson, "Computer Control of a Groundwood Mill", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 232, May, 1982.

86. J. Wolfe, "Environmental Conference Discusses Monitoring and Pollution Control", Pulp and Paper Canada 83 (9):45, September 1982.

87. J. Svensson and R. Sahlberg, "Production Coordination and Process Supervision in a Pulp Mill," Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 16, May 1982.

88. H.D. Paavila, "Energy Utilisation - Yesterday, Today and Tomorrow", Canadian Pulp and Paper 82 (2), February 1981.

89. N. McCubbin, "Generation of Steam from TMP Mill Exhaust," Pulp and Paper Canada, 32 (3), March 1981.

90. Environment Canada, "Estimate of Costs for Water Pollution Control Measures in the Pulp and Paper Industry", Report EPS 3-WP-77-11, Water Pollution Control Directorate, September 1977.

91. E.R. Henderson, J.E. Robinson, and J.B. Koogler, "Control of Atmospheric Emissions in the Wood Pulping Industry," U.S. Department of Health, Education and Welfare, Contract No. CPA 22-69-18, March 1970.

92. "Control of TRS Emissions from Existing Kraft Pulp Mills," United States Environmental Protection Agency, EPA 450/2-78-003A, January 1978.

BIBLIOGRAPHY

The following are additional references of a general nature which are relevant to the industry as a whole. They provide much more detailed descriptions of pulp and paper industry production processes and equipment than is possible in this review, and are recommended to readers who require further information.

1. Gary A. Smook, Handbook of Pulp and Paper Technology, CPPA, January 1983. (This is probably the best follow-up reading for most readers of this manual. It describes all production equipment in detail.)

2. J.P. Casey, Pulping and Paper Chemistry and Technology, Volumes I, II, and III, Wiley Interscience, 1981. (This is probably more detailed than readers of this manual would desire but is the most recent fully comprehensive manual which treats process theory.)

3. R.G. MacDonald (Editor), Pulp and Paper Manufacture, Volumes I, II, and III, CPPA, 1970. (Review of Technology and equipment in pulp and paper industry written by a number of expert authors. Now somewhat dated. A 12-volume revised edition is sheduled for publication in 1984).

4. S.A. Rydholm, Pulping Processes, Interscience Publishers, 1965 (Still a classic on fundamental processes).

5. C.W. Conaway, "BLRBAC Report on Safe Firing of Black Liquor", Industrial Risk Insurers, Hartford, Connecticut, The Black Liquor Recovery Boiler Advisory Committee, 1982.

6. K. Britt (editor), Handbook of Pulp and Paper Technology, 2nd edition, Van Nostrand Reinhold Company, 1970.

7. Environment Canada, "Air Pollution Emissions and Control Technology: Wood Pulping Industry", Report EPS 3-AP-77-6, Air Pollution Control Directorate, 1979.

8. Environment Canada, "Proceedings of Seminars on Water Pollution Abatement Technology in the Pulp and Paper Industry", Report EPS 3-WP-76-4, Water Pollution Control Directorate, 1976.

9. Environment Canada, "Standard Procedure for Testing the Acute Lethality of Liquid Effluents", Report EPS 1-WP-80-1, Water Pollution Control Directorate, May, 1982.

10. Environment Canada, "Secondary Fibres Pulping/Deinking Effluents Toxicity Study", Report EPS 3-WP-79-6, Water Pollution Control Directorate, October, 1979.

11. P.E. Wrist, "The Direction of Production Technology Development in the 1980's TAPPI, November 1982.

12. Environment Canada, "National Emissions Inventory (1976)," Report EPS 3-WP-80-7, 1980.

Over 5000 articles have been published in pulp and paper industry technical journals in the last 10 years concerning pollution and the environment. Readers with specific need should consult them, preferably via one of the commercial computer data banks such as DIALOG, or INFOMART.

The National Research Council's CAN-OLE literature service has quite complete coverage of Canadian sources, including government publications, but does not include the Abstracts Bulletin of the Institute of Paper Chemistry (ABIPC) which is the best source for most pulp and paper industry oriented searches. The other services mentioned above include ABIPC under the trade name PAPERCHEM.

APPENDIX METRIC CONVERSION

The world is currently moving towards a uniform system of measurement. In 1971, the Canadian government established Metric Commission Canada to investigate, plan and coordinate implementation of the conversion to the metric system in Canada. In recent years the Canadian pulp and paper industry has been steadily converting data reporting to the SI system.

The basis for this move is the International System of Units and most current technical publications use it. "Système International d'Unités" (SI) has been adopted by the General Conference of Weights and Measures and endorsed by the International Organization for Standardization (ISO).

Principal SI Units and Abbreviations

Quantity	Name	Symbol	Other Units
length	metre	m	
mass	kilogram	kg	
time	second	s	
frequency	kertz	Hz	
force	newton	N	
pressure; stress	pascal	Pa	N/m^2
energy; work; heat	joule	J	N•m
power	watt	W	J/s

Although it is not a customary SI unit, the term "Sm^3" is routinely used in air pollution control in Canada. It refers to one cubic metre of dry gas at 25°C and 101.325 kilopascals absolute pressure. Other countries frequently use a slightly different temperature. The following specialised units and abbreviations are routinely used in forestry:

1 cord = 128 ft^3 stacked roundwood = 3.6 m^3 (stacked)
1 cunit = 100 ft^3 solid wood = 2.83 m^3
1 cord/acre = 9 m^3/ha
1 ft^3/acre = 0.07 m^3/ha

General Conversion Factors

The following short list contains only the principal conversion factors relevant to the pulp and paper industry.

acres	x 0.40469	= ha
barrels (US,oil)	x 0.15899	= m^3
Btu	x 1.0551	= kJ
calorie	x 4.1868	= J
ft H_2O (pressure)	x 2.989	= kPa
sq. mile	x 259	= ha
pounds	x 453.59	= g
pound-force	x 4.4482	= N
pound/ft^3	x 16.018	= kg/m^3
pound-force/ sq. inch (psi)	x 6.895	= kPa
tonnes (t)	x 1000	= kg
tons (long)	x 1.016	= t
tons (short)	x 0.90718	= t
kW	x 0.0036	= GJ/h
hp	x 0.0027	= GJ/h
hp-day/short ton	x 0.0714	= GJ/t
Quad	x 1.0551 x 10^9	= GJ
Btu/lb	x 2.326	= J/g
million Btu/short ton	x 1.163	= GJ/t

Environnement Canada
Service de la protection de l'environnement

Environment Canada
Environmental Protection Service

État présent de l'industrie des pâtes et papiers et des mesures de protection de l'environnement

Canada

Analyse économique et technique
Rapport SPE 3-EP-84-2F

Direction générale des programmes de protection de l'environnement
Mars 1984

LES RAPPORTS DU SERVICE DE LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Les rapports d'analyse économique et technique font le point sur l'état des connaissances, présentent des études bibliographiques et des inventaires industriels et comportent des recommandations afférentes, dans la mesure où celles-ci n'impliquent aucune recherche expérimentale. La préparation des rapports peut être confiée soit au personnel du Service de la protection de l'environnement, soit à des entreprises ou organismes dont il sollicite les services.

Le Service publie nombre d'autres rapports dans les collections suivantes : Règlements, codes et méthodes d'analyse, Politique et planification, Développement des techniques, Surveillance, Exposés et mémoires soumis à des enquêtes publiques, Évaluation des incidences sur l'environnement et Guides de formation.

Pour tout renseignement, prière de s'adresser au Service de la protection de l'environnement, ministère de l'Environnement, Hull (Québec), Canada, K1A 1C8.

ENVIRONMENTAL PROTECTION SERVICE REPORT SERIES

Economic and Technical Review Reports relate to state-of-the-art reviews, library surveys, industrial inventories, and their associated recommendations where no experimental work is involved. These reports will either be undertaken by an outside agency or by the staff of the Environmental Protection Service.

Other categories in the EPS series include such group as : Regulations, Codes and Protocols; Policy and Planning; Technology Development; Surveillance; Training Manuals; Briefs and Submissions to Public Inquiries; and Environmental Impact and Assessment.

Inquiries pertaining to Environmental Protection Service Reports should be directed to the Environmental Protection Service, Department of the Environment, Hull, Québec, Canada, K1A 1C8.

ÉTAT PRÉSENT DE L'INDUSTRIE DES PÂTES ET PAPIERS ET DES MESURES DE PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Neil McCubbin, ing.

SPE 3-EP-84-2F

Service de protection de l'environnement
Environnement Canada

Publication distribuée par le ministère de l'Environnement
Ottawa, K1A 1C8

Édition française de
State-of-the-Art of the Pulp and Paper Industry and its Environmental Protection Practices
préparée par le Module d'édition française
du ministère de l'Environnement

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1984
N° de cat. En 48-3/84-2F
ISBN 0-662-92613-7
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

©
Ministre des Approvisionnements et Services
1984

RÉSUMÉ

Les techniques actuelles pour la protection de l'environnement dans l'industrie des pâtes et papiers font l'objet du présent rapport. On y décrit les procédés et l'équipement récemment mis au point et ayant un effet important sur l'effluent, les émissions atmosphériques, les déchets solides évacués par l'industrie et plus particulièrement les mesures internes, le tout accompagné d'illustrations, de diagrammes et de critères types des procédés.

Le présent rapport traite également des coûts d'équipement globaux, des frais d'exploitation et des possibilités de conservation de l'énergie des mesures de protection de l'environnement.

ABSTRACT

The current technology for environmental protection used in the Canadian pulp and paper industry is reviewed. Recent process and equipment developments having a significant effect on the industry's effluents, atmospheric emissions and solid waste discharges are described, with emphasis on in-plant measures. Drawings, flowsheets, and typical process criteria are presented.

The overall capital and operating costs, as well as the energy conservation implications, of environmental protection measures are briefly discussed.

AVIS AU LECTEUR

Le présent rapport a été examiné par la Direction des services techniques du Service de la protection de l'environnement qui en a approuvé la publication. Cette approbation ne reflète pas nécessairement les vues et les politiques du Service de la protection de l'environnement. La mention de marques de commerce ou de produits commerciaux ne signifie pas que le Service en sanctionne l'utilisation.

COMMENTAIRES

Cette étude est aussi complète que le permettaient les contraintes temporelles et budgétaires de sa rédaction. Les lecteurs qui désirent faire des commentaires sur le contenu ou qui désirent proposer des ajouts sont invités à le faire en s'adressant à:

M. J. Betts,
Division des programmes industriels
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada,
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

REMERCIEMENTS

Plusieurs personnes qui ne sont pas à l'emploi permanent de la compagnie N. McCubbin Consultants Inc. ont apporté une importante contribution à ce projet.

Nous remercions particulièrement M. John Betts d'Environnement Canada pour l'intérêt qu'il a manifesté et pour son aide. MM. Gautam Das, Trevor Ruthman et R. Benjamin en ont révisé la première version et apporté des commentaires utiles.

Nous aimerions également remercier les fabricants d'appareils qui ont fourni des informations utiles et nous ont permis d'utiliser leurs schémas. Le nom des fabricants est signalé après chaque légende.

Le Dr D.B. Brewster, expert-conseil de Montréal, a rédigé le chapitre sur le contrôle par ordinateur.

M. R. Leask, expert-conseil de St. Catharine, en Ontario, a rédigé la majeure partie des chapitres sur la fabrication de pâtes mécaniques et la fabrication du papier journal.

Le Dr S.D. Swan, expert-conseil de Senneville (Québec) a rédigé le chapitre sur la foresterie.

Le Dr W.H. Rapson de Toronto (Ontario) a assuré la lecture critique du chapitre sur le blanchiment et a fait des commentaires utiles.

TABLE DES MATIÈRES

	Résumé/Abstract	III
	Remerciements	V
	Liste des figures	XI
	Liste des tableaux	XIII
	Résumé général	XV
1	**INTRODUCTION**	1
1.1	Généralités et définitions	1
1.2	L'industrie canadienne des pâtes et papiers en 1983	1
1.3	Conformité aux règlements sur l'environnement	2
2	**FORESTERIE ET PRÉPARATION DU BOIS**	4
2.1	Généralités	4
2.2	Ressources forestières	4
2.3	Herbicides	6
2.4	Pratiques d'abattage	9
2.4.1	Coupe d'arbres entiers	9
2.4.2	Pneus à assise large pour engins de coupe	10
2.5	Préparation du bois	10
2.5.1	Généralités	10
2.5.2	Qualité de l'écorçage	11
2.5.3	Techniques d'écorçage	13
2.5.4	Effluents de l'écorçage	14
2.6	Écorçage des copeaux d'arbres entiers	18
3	**SYSTÈMES DE RÉDUCTION DU BOIS EN PÂTE**	20
3.1	Réduction du bois en pâtes mécaniques	20
3.1.1	Fabrication de pâte mécanique ordinaire	20
3.1.2	Fabrication de pâtes de raffineur	20
3.1.3	Pâte mécanique sous pression	27
3.2	Pâte au sulfite	28
3.2.1	Réalisations dans la fabrication des pâtes	28
3.2.2	Pâte au sulfite à rendement très élevé	28
3.3	Réduction du bois en pâte kraft	32
3.3.1	Lessiveurs	32
3.3.2	Récupération de la chaleur des lessiveurs en discontinu	33
3.3.3	Lavage par diffusion dans les lessiveurs en continu	33
3.3.4	Anthraquinone	33
3.4	Fabrication de pâte mi-chimique au sulfite neutre	36
4	**RÉCUPÉRATION CHIMIQUE**	37
4.1	Généralités	37
4.2	Évaporateurs	37
4.3	Chaudières de récupération	38
4.3.1	Conception	38

4.3.2	Contrôle des émissions particulaires	39
4.3.3	Contrôle à la source des émissions de STR	42
4.3.4	Contrôle des émissions de STR par des laveurs	43
4.3.5	Chaudières de récupération à lit fluidisé	46
4.4	Extraction à la vapeur du condensat	46
4.5	Oxydation de la liqueur noire	47
4.6	Recaustification et recalcination de la chaux	49
4.7	Systèmes de récupération d'usines de pâte au sulfite	52
4.8	Récupération de la pâte au sulfite neutre	53
4.9	Pertes accidentelles	53
5	**LAVAGE ET TAMISAGE**	54
5.1	Généralités	54
5.2	Tamisage de la pâte mécanique	54
5.3	Lavage et tamisage de la pâte kraft	55
5.3.1	Conception du processus	55
5.3.2	Équipement de diffusion	60
5.3.3	Diffuseur sous pression	62
5.3.4	Tambours laveurs sous pression	65
5.3.5	Laveurs à bande plate	65
5.4	Lavage et tamisage de la pâte au sulfite	67
5.5	Lavage et tamisage de la pâte mi-chimique au sulfite neutre	68
6	**BLANCHIMENT DE LA PÂTE**	69
6.1	Généralités	69
6.2	Séquences des opérations du blanchiment à base de chlore	70
6.2.1	Débit de l'effluent	70
6.2.2	DBO	73
6.2.3	Toxicité	73
6.2.4	Couleur	75
6.2.5	Mutagénèse	76
6.2.6	Composés organiques chlorés	76
6.2.7	Épuration de l'effluent de chloration par le dioxyde de soufre	77
6.3	Blanchiment par déplacement	77
6.4	Blanchiment à l'oxygène	81
6.4.1	Délignification à l'oxygène de la pâte à forte consistance	81
6.4.2	Délignification à l'oxygène de la pâte à consistance moyenne	83
6.4.3	Extraction à l'alcali et à l'oxygène	84
6.4.4	Blanchiment après délignification à l'oxygène	84
6.5	Blanchiment des pâtes mécaniques	85
6.5.1	Blanchiment à l'hydrosulfite	85
6.5.2	Blanchiment au peroxyde	87
6.5.3	Répercussions environnementales	89
7	**FABRICATION DU PAPIER**	90
7.1	Généralités	90
7.2	Papier journal	90
7.3	Catégories de papiers autres que le papier journal	93
7.4	Conception du système d'eau blanche	94
7.5	Pompes à vide	98
7.6	Effluents autres que l'eau blanche	99

8	**VAPEUR ET ÉNERGIE**	101
8.1	Généralités	101
8.2	Contrôle des émissions de matières particulaires	102
8.3	Effluents des centrales thermiques et des centrales électriques	103
8.4	Stockage des déchets de bois	104
9	**EFFLUENTS TOTAUX DE L'USINE**	105
9.1	Généralités	105
9.2	Sources d'effluents et leur traitement	105
9.2.1	Sources d'effluents d'usines de kraft	106
9.2.2	Sources d'effluents des usines de papier journal	108
9.2.3	Sources d'effluents provenant d'autres types d'usines de pâtes et papiers	109
9.2.4	Traitement de l'effluent	110
9.2.5	Usine de pâte kraft blanchie à cycle fermé Rapson-Reeve	111
9.3	Contrôle des émissions atmosphériques	112
9.4	Élimination des déchets solides	113
10	**L'INFORMATIQUE ET LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT**	115
10.1	Généralités	115
10.2	Calculs techniques et études d'optimisation	115
10.3	Les ordinateurs et la conduite des processus industriels	117
10.3.1	Généralités	117
10.3.2	Conduite de processus industriels interdépendants	119
10.3.3	Conduite hiérarchique	119
10.3.4	Calculateurs numériques et analogiques	121
10.3.5	Conduite informatisée de processus industriels	122
10.3.6	Capteurs pour la décontamination de l'effluent et des émissions atmosphériques	125
10.3.7	Études de conduite de processus à l'échelle de l'usine	126
10.4	Étude des effets sur l'environnement	127
11	**PORTÉE ÉNERGÉTIQUE DES NOUVEAUX PROCÉDÉS**	129
11.1	Généralités	129
11.2	Obtention de pâte kraft et blanchiment	130
11.3	Papier journal	130
11.4	Centrale électrique	131
11.5	Émissions d'anhydride sulfureux	131
12	**COÛTS**	133
12.1	Généralités	133
12.2	Coûts du traitement de l'effluent	134
12.3	Coûts de la décontamination des émissions atmosphériques	135
	Références	138
	Bibliographie	144
	Appendice: Conversion au système métrique	146

LISTE DES FIGURES

1	Effet de la teneur en écorce sur le degré de blancheur de la pâte thermomécanique non blanchie	12
2	Tambours écorceurs	13
3	Diagramme type de la fabrication de pâtes thermomécaniques	24
4	Lavage à forte température	34
5	Laveur élimineur des matières particulaires pour chaudière de récupération	41
6	Laveur élimineur de STR et des matières particulaires pour chaudière de récupération	44
7	Version Teller du processus Paprican pour l'élimination du STR	45
8	Système d'oxydation de la liqueur noire concentrée	48
9	Brûlage des gaz non condensables dans un four à chaux	50
10	Schéma d'un calcineur à lit fluidisé	51
11	Lavage et tamisage de la pâte (système ouvert)	56
12	Lavage et tamisage de la pâte (système fermé)	57
13	Diffuseur à un étage	61
14	Mécanisme interne d'un diffuseur à deux étages	63
15	Diffuseur sous pression	64
16	Schéma d'un laveur à bande plate	66
17	Système de blanchiment par déplacement	79
18	Réaction de la pâte mécanique d'épinette au blanchiment à l'hydrosulfite	86
19	Effet de la teneur en écorce sur la blancheur	87
20	Influence des espèces sur la réaction au blanchiment au peroxyde	88
21	Effet de la teneur en écorce sur la blancheur de la pâte	89

22	Ramasse-pâte à filtre à disques	96
23	Composantes du système de conduite d'un processus industriel	118
24	Émission d'oxyde de carbone en fonction de celle de sulfure d'hydrogène par une chaudière de récupération	124

LISTE DES TABLEAUX

1	Résumé des types d'usines au Canada	2
2	Capacité des usines canadiennes de pâtes, papiers et cartons	3
3	Estimations préliminaires du bois d'oeuvre de conifères disponible	5
4	Productivité d'une forêt type	6
5	Comparaison des procédés d'écorçage	17
6	Données sur l'effluent type d'un atelier de préparation du bois d'une usine de papier journal, pratiquant l'écorçage par voie humide et à sec	18
7	Comparaison de la pâte mécanique ordinaire, de la pâte mécanique au raffineur et de la pâte thermomécanique	22
8	Comparaison des pâtes mécaniques ordinaire et thermomécanique	23
9	Utilisation des feuillus pour la fabrication de pâte thermomécanique	25
10	Comparaison de la pâte mécanique ordinaire et de la pâte mécanique sous pression	28
11	Caractéristiques des pâtes au sulfite à très haut rendement	29
12	Caractéristiques des pâtes chimicomécaniques de feuillus	31
13	Sources de la couleur de l'effluent d'un atelier de blanchiment	75
14	Caractéristiques des matières premières du papier journal fabriqué par diverses machines	92
15	Coûts et performance du matériel de contrôle des émissions particulaires	104
16	Répartition des effluents des usines de kraft	107
17	Répartition des effluents des usines de papier journal	109
18	Coûts approximatifs de la lutte contre la pollution de l'eau	135

RÉSUMÉ GÉNÉRAL

La disposition et les sous-titres de ce résumé général apparaissent dans le même ordre que dans le corps principal du rapport. Toutes les données sont exprimées en unités SI, conformément à la politique canadienne de conversion au système métrique. Voir l'annexe pour les conversions et autres informations techniques.

Introduction

L'industrie des pâtes et papiers du Canada compte environ 130 usines produisant chaque année plus de 20 millions de tonnes de diverses qualités de papiers et pâtes. Le papier journal et la pâte kraft blanchie sont les produits dominants et la majeure partie de l'expansion qui se fera au cours des prochaines années portera sur la production de pâte thermomécanique pour la fabrication de papier journal. Ce genre de pâte remplace actuellement la pâte au bisulfite pour des raisons environnementales et elle permet également d'augmenter sensiblement la fabrication de papier journal. La majeure partie des immobilisations actuelles dans cette industrie est consacrée aux améliorations de la qualité des produits, à la protection de l'environnement ou à la conservation de l'énergie.

Approvisionnement en bois et préparation du bois

L'abattage au Canada atteindra bientôt le taux de croissance de la forêt et le dépassera dans quelques années si aucune mesure correctrice n'est prise. La technique qui permet d'augmenter sensiblement le rendement des forêts canadiennes est bien connue, mais son application a été jusqu'à présent relativement limitée. Dans certaines régions, surtout dans l'Est, l'exploitation des conifères est beaucoup plus rapide que leur remplacement par des techniques de reboisement.

La livraison saisonnière des billes aux scieries a été remplacée en grande partie par des systèmes d'approvisionnement qui s'échelonnent régulièrement sur toute l'année. Le flottage du bois sur les rivières disparaît peu à peu et les méthodes d'abattage et de débusquage sont de plus en plus mécanisées.

Les procédés d'écorçage à sec se sont avérés efficaces puisqu'ils ont réduit de 80 à 99 p. 100 la demande biochimique en oxygène (DBO) et les matières en suspension de l'effluent du secteur de la préparation du bois, et ils conviennent à bien des catégories de pâtes. La plupart des nouvelles usines emploient le procédé d'écorçage à sec pour diminuer la quantité d'effluent, et quelques usines de construction ancienne ont adopté ce procédé

pour la même raison. Cependant, l'adoption de ce procédé ne rend pas automatiquement une usine conforme aux Règlements sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers (1972) émis par le gouvernement fédéral, étant donné que la limite précisée pour l'élément de transformation pour l'écorçage à tambour par le procédé humide est de 5 kg/t de bois tandis que celle du procédé à sec n'est que de 2,5 kg/t de bois avec lavage du bois et nulle lorsqu'il n'y a aucun lavage de bois.

Procédés de réduction du bois en pâte

Le plus important changement dans les pratiques de fabrication de pâte au cours des dix dernières années a été l'utilisation de plus en plus répandue des pâtes thermomécaniques (PTM). Ce procédé produit des pâtes mécaniques plus résistantes que la pâte mécanique ordinaire, ce qui permet de remplacer par de la pâte mécanique certaines pâtes au sulfite, sinon toutes celles utilisées dans la fabrication du papier journal, d'augmenter ainsi le rendement général du bois et de réduire considérablement la DBO de l'effluent.

Le principal développement récent dans la technique de fabrication de pâte au sulfite a été la mise au point de plusieurs procédés à haut rendement pour remplacer les procédés ordinaires au bisulfite à faible rendement utilisés dans la fabrication de papier journal. Ces procédés réduisent considérablement la DBO des effluents tout en évitant de recourir à des systèmes de récupération chimique.

La Consolidated Bathurst Inc. et la C.I.P. Inc. ont mis au point des variations à rendement très élevé des procédés au sulfite déjà établis et elles exploitent à plein rendement des installations industrielles de ce type. L'Ontario Papier Co. a mis au point le procédé OPCO qui remplace la pâte classique au sulfite (qui entre dans la fabrication de papier journal) par une pâte thermomécanique traitée. La première installation industrielle utilisant ce procédé est en construction au Québec.

Aucun changement important n'a été apporté au cours des dix dernières années au procédé de réduction du bois en pâte kraft, mais l'équipement utilisé a été perfectionné afin d'augmenter l'efficacité habituelle du lavage des pâtes et de réduire les émissions de matières organiques causées par la mousse et les trop-pleins. Les lessiveurs en continu incorporant des diffuseurs sont très répandus et d'autres perfectionnements plus récents de l'équipement sont adoptés de plus en plus fréquemment. La plupart des nouvelles usines ont installé ce genre d'équipement qui produit des effluents dont la DBO et la quantité de matières en suspension est inférieure à celle des effluents de l'équipement classique.

Certaines usines anciennes ont remplacé leur équipement démodé, en vue d'améliorer la récupération de liqueur noire et de réduire la quantité des effluents évacués.

Récupération chimique

Les systèmes de récupération chimique kraft récemment installés ont une capacité plus grande que les anciens équipements, ce qui permet la récupération et l'incinération d'une plus grande proportion des matières organiques résiduelles provenant du bois au cours de la fabrication de la pâte. Les systèmes de récupération les plus récents sont équipés de chaudières de récupération à forte économie et qui dégagent peu d'odeur; elles émettent moins de gaz malodorants et elles augmentent l'efficacité thermique comparativement au brûleur classique avec évaporateur par contact direct. Plusieurs laveurs ont été installés pour récupérer les particules, le sulfure d'hydrogène et la chaleur, surtout dans les usines anciennes. Dans le domaine de la récupération chimique, la plupart des nouvelles installations utilisent un seul équipement de grande capacité plutôt que plusieurs petites unités en parallèle. Cela simplifie l'exploitation, la stabilise et facilite l'application des systèmes de contrôle modernes par ordinateur tout en réduisant les émissions accidentelles dans l'environnement.

Afin d'augmenter la capacité d'une ancienne chaudière de récupération, une usine lui a adjoint un réacteur à lit fluidisé en série de façon à oxyder les matières organiques dans une partie de la liqueur noire.

La plupart des usines importantes de pâte au sulfite à faible rendement ont installé des systèmes de récupération chimique, principalement pour réduire la teneur en DBO et la toxicité de l'effluent. Dans certains cas, des réacteurs à lit fluidisé ont été installés pour incinérer les liqueurs de défibrage.

Lavage et tamisage de la pâte

La conception et l'exploitation d'un atelier de lavage et de tamisage sont l'un des facteurs clés de la réduction de la DBO et de la toxicité des effluents des usines de pâte kraft et de la récupération d'un maximum d'énergie à partir de la liqueur résiduaire. L'équipement utilisé a changé radicalement au cours des dix dernières années, les diffuseurs et les tamis sous pression étant normalement intégrés dans les nouvelles installations à mesure que les systèmes de lavage et les tamis sont conçus selon le principe du traitement en "pipeline".

Les diffuseurs en continu sont à présent très utilisés dans les installations de pâte kraft et ils facilitent la réduction des déversements continus ou accidentels de matières solides de la liqueur noire, réduisant ainsi la DBO et la toxicité de l'effluent brut par rapport aux valeurs des effluents des anciens laveurs à tambour. Ces diffuseurs éliminent également les fortes émissions de gaz nauséabonds caractéristiques des piles laveuses de pâte écrue.

Des tamis sous pression ont été installés dans la plupart des nouveaux systèmes de lavage et de tamisage des usines de pâtes chimiques et mécaniques. Bien qu'ils n'aient aucun effet environnemental direct, les pertes accidentelles et les trop-pleins de mousse de ces nouveaux systèmes sont inférieurs à ceux des classeurs centrifuges ouverts classiques. Cela est particulièrement important dans le cas des systèmes de pâte kraft, étant donné que la mousse peut constituer une source importante de DBO et de toxicité de l'effluent de l'usine.

Des diffuseurs sous pression et des laveurs à courroie plate de type fourdrinier ont été installés et ces deux systèmes assurent un meilleur lavage que les tambours laveurs classiques, ainsi qu'une réduction des décharges accidentelles et des émissions de gaz nauséabonds. Il reste cependant à voir si cet équipement concurrencera les diffuseurs déjà sur le marché.

Blanchiment

Plusieurs usines de pâte kraft ont modifié leur équipement de blanchiment au cours des dix dernières années afin de réduire le débit de l'effluent et principalement pour économiser de l'énergie. Ce type d'équipement réduit également les coûts de traitement de l'effluent et un grand nombre de ces installations améliorent considérablement l'efficacité de certains systèmes de traitement des effluents. Plusieurs usines se sont également dotées d'équipements produisant du dioxyde de chlore pour remplacer le chlore utilisé au cours du premier stade du blanchiment afin de réduire la toxicité de leur effluent. Une usine canadienne a actuellement un stade de délignification à l'oxygène avant le blanchiment, ce qui permet de récupérer et d'incinérer dans la chaudière de récupération une plus grande partie des déchets organiques de la fabrication de la pâte que dans le cas des usines kraft classiques.

Le recyclage complet des effluents des usines de blanchiment selon le concept Rapson-Reeve a été adopté par une usine de l'Ontario, ce qui lui permet de se passer d'un système de traitement biologique.

Fabrication du papier

Au cours des dernières années, la réalisation la plus importante du point de vue environnemental dans la fabrication de papier a été le remplacement de la pâte au sulfite à faible rendement par la pâte mécanique et des pâtes au sulfite à rendement élevé pour le papier journal. Ces réalisations ont permis de réduire jusqu'à 60 p. 100 la DBO des effluents des usines de papier journal, bien que cela ne permette généralement pas à l'usine de se conformer aux normes des Règlements sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers émis par le gouvernement fédéral étant donné que la teneur permise en DBO des procédés PTM et des pâtes au sulfite à rendement élevé moins polluant est moindre que celle du procédé classique des pâtes au sulfite à faible rendement.

Une grande variété de mélanges de pâtes est maintenant utilisée pour la fabrication de papier journal, comme l'illustre le tableau suivant provenant des données publiées par les usines exploitées

De nombreuses usines ont installé des machines à papier avec formeurs à deux toiles ou bien elles ont transformé de la sorte leurs formeurs fourdriniers, afin d'améliorer la qualité du produit. Ce type de machine augmente généralement la consistance dans le système à eau blanche, ce qui tend à augmenter les pertes de fibres. Cependant, dans la plupart des cas, le système à eau blanche de l'usine a été modernisé simultanément de façon à ce qu'il y ait réduction des matières solides évacuées par les formeurs à deux toiles.

Quelques-unes des nouvelles usines ont installé des ventilateurs centrifuges au lieu des pompes à vide classiques à anneau liquide, ce qui permet de réduire le volume de l'effluent ainsi que la quantité de matières en suspension évacuées.

Centrales thermiques et centrales électriques

La plus importante réalisation en ce qui a trait à l'environnement a été l'installation de quelques chaudières modernes de déchets de bois écrasé de grande capacité. Celles-ci sont munies d'appareils efficaces pour le contrôle des émissions et elles remplacent généralement les anciennes chaudières plus petites et les petits fours à résidus de bois de type "teepee", réduisant en cela de beaucoup les émissions de matières particulaires. De nombreuses chaudières aux déchets de bois écrasé remplacent les installations fonctionnant au mazout, soit sur les lieux, soit à une centrale énergétique éloignée, et cela permet de réaliser une réduction nette des émissions de dioxyde de soufre, étant donné que les résidus de bois ne contiennent pas de soufre.

GAMME DE COMPOSITION DU PAPIER JOURNAL SUR DIVERSES MACHINES DE PAPIER

Machine nº	Vitesse (m/min.)	Grammage (g/m^2)	Effi-cacité (%)	Type de pâte* (% du total)							DBO (kg/t)
				PMM	PMR	PTM	PCMS	PBBR	PBHR	PKSB	
1	1048	48,3	82	3	-	80	-	-	-	17	24
2	936	48,7	82	52	-	41	-	-	-	7	17
3	918	48,6	80	-	-	87	-	-	-	13	24
4	913	48,7	79	-	-	100	-	-	-	-	25
5	911	45,1	86	-	-	100	-	-	-	-	25
6	858	46,9	79	-	-	92	-	-	-	8	25
7	844	48,7	81	64	-	-	31	-	-	5	32
8	841	48,6	81	-	80	-	-	20	-	-	72
9	814	48,8	78	76	-	-	-	-	24	-	39
10	742	48,4	75	50	-	26	-	-	24	-	43
11	683	46,2	89	44	-	34	-	22	-	-	79
12	653	48,7	87	68	-	-	-	-	33	-	50
13	584	48,7	81	62	-	-	35	-	-	3	35
14	583	47,1	75	21	-	51	-	-	28	-	51

* PMM = pâte mécanique à la meule; PMR = pâte mécanique de raffineurs; PTM = pâte thermomécanique; PCMS = pâte chimico-mécanique sulfatée; PBBR = pâte au sulfite à bas rendement (rendement nominal de 48 p. 100); PBHR = pâte au sulfite à haut rendement; PKSB = pâte kraft semi-blanchie.

Caractéristiques de l'effluent total de l'usine

Les caractéristiques des effluents provenant de l'exploitation d'une usine complète dépendent des procédés utilisés, des méthodes d'exploitation, de l'équipement et du taux de production. Les tableaux suivants résument les données d'un effluent type, avant tout traitement externe, pour les usines de pâte kraft blanchie et pour les usines de papier journal, qui sont les deux principaux types d'usines au Canada. Les données de ces tableaux sont traitées au chapitre 9.

DÉTAIL DE LA COMPOSITION DE L'EFFLUENT D'UNE USINE KRAFT

	Usine ancienne			Contrôle interne maximal		
	Débit (m^3/t)	Débit (m^3/t)	MS (kg/t)	MS (kg/t)	DBO (kg/t)	DBO (kg/t)
Préparation du bois (humide)	15	90	16	-	-	-
Préparation du bois (à sec)	-	-	-	5	2	1
Fabrication de la pâte (non intégrée)	10	3	3	5	0,2	0,1
Lavage et tamisage	15	5	15	3	0,3	0
Condensats contaminés	10	0	15	-	-	-
Évaporateur (non intégré)	20	0	5	3	0	1
Four de récupération/chaudière énergétique	15	0	0	5	0	0
Blanchiment CEDED	75	1	25	-	-	-
Blanchiment OC_dEDED	-	-	-	10	0,2	10
Recaustification (intégrée)	2	10	5	0	0,1	0
Recaustification (non intégrée)	5	1	0	2	-	0
Sécheur de pâte	15	10	1	3	0,2	0,1
Pertes accidentelles	20	30	30	10	5	5
TOTAUX	202	150	115	44	8	17,2

Traitement externe de l'effluent

En ce qui a trait aux techniques de traitement de l'effluent, aucune réalisation importante n'a influé sur les paramètres classiques des matières en suspension, de la toxicité et de la DBO, bien qu'un nouveau système de récupération de la couleur de l'effluent ait été mis en service dans une usine canadienne. La diminution des décharges

DÉTAIL DE LA COMPOSITION DE L'EFFLUENT D'UNE USINE DE PAPIER JOURNAL (toutes les quantités sont exprimées en tonnes de papier journal)

	Usine ancienne			Pâte mécanique au sulfite d'un rendement de plus de 85 p. 100			Pâte thermomécanique avec un contrôle incorporé maximal		
	Débit (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)	Débit (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)	Débit (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)
Préparation du bois									
(humide)	15	40	8	13	35	7	-	-	-
(à sec)	-	-	-	-	-	-	2	1	1
Pâte au sulfite	100	1	75	20	1	25	-	-	-
Pâte mécanique	70	30	8	65	27	6	5	5	19
Classage/lavage									
Fabrication de papier	25	15	1	25	15	1	5	1	1
Eau non de fabrication	50	1	0	40	1	0	10	0	0
Pertes accidentelles	20	10	0	15	7	0	5	2	0
TOTAUX	280	97	92	178	86	39	27	9	21

dans les cours d'eau récepteurs est le fruit d'une combinaison de mesures incorporées à l'usine mentionnée plus haut et d'une application plus répandue des mêmes techniques de traitement de l'effluent qui étaient utilisées au début des années 1970. Un certain nombre d'usines ont réussi à se conformer aux normes du règlement sur le contrôle des effluents grâce aux seules mesures appliquées à l'usine, et quelques autres sont en train de le faire.

Désodorisation des usines kraft

De nombreuses usines canadiennes récupèrent et incinèrent actuellement leurs gaz les plus nauséabonds, à savoir ceux qui proviennent des lessiveurs et des évaporateurs. La plupart des usines utilisent leurs fours à chaux comme incinérateurs de façon à récupérer une certaine quantité d'énergie plutôt que d'utiliser un incinérateur ne servant qu'à cette fin, comme c'était l'usage au début des années 1970.

Certaines usines récupèrent et incinèrent également un important volume de gaz nauséabonds en faible concentration provenant d'autres sources comme les cuves de stockage de la liqueur noire et les piles laveuses de pâte écrue. Ces gaz sont brûlés dans

une des chaudières, mais cette pratique consomme généralement plus d'énergie qu'elle n'en produit étant donné que des volumes relativement importants d'air humide doivent être transportés avec les gaz nauséabonds.

Applications des ordinateurs

Des modèles de simulation des procédés sont actuellement utilisés de plus en plus pour la conception des usines et ont été utilisés dans plusieurs cas pour concevoir des systèmes d'eau blanche en vue de minimiser les rejets de matières en suspension. Leur principal avantage du point de vue de l'environnement provient du fait qu'ils permettent une analyse détaillée de la conception et de l'exploitation du procédé d'une usine, et qu'il est ainsi possible d'obtenir un meilleur recyclage des résidus du procédé tout en réduisant les pertes accidentelles caractéristiques d'un grand nombre de démarrages d'usines.

Le contrôle informatisé est très répandu dans les usines de papier, et pour contrôler les lessiveurs. Il est également utilisé dans plusieurs autres ateliers d'un certain nombre d'usines, à des degrés divers de perfectionnement. Ce genre de procédé est, en général, un moyen de stabilisation, et de nombreux paramètres contrôlés par ordinateur permettent un meilleur contrôle des déversements. La stabilité améliorée du procédé et la supervision accrue des opérations possibles avec des systèmes de contrôle informatisés bien conçus ont tendance à réduire les pertes accidentelles dans les égouts. Cependant, aucun système de contrôle informatisé n'a été installé, principalement pour des raisons environnementales. Plusieurs usines ont informatisé la rédaction des rapports environnementaux quotidiens exigée par les organismes de réglementation et elles réduisent ainsi le volume des documents de travail.

Répercussions énergétiques

La consommation énergétique totale achetée par une usine de pâte ou de papier moyenne au Canada est d'environ 14 GJ/t de produit.

En général, l'application des mesures de protection environnementale dans l'industrie n'a eu que très peu d'effets sur la consommation énergétique. Les systèmes de traitement externes consomment environ 0,2 GJ/t de produit dans presque toutes les usines dans lesquelles ils ont été installés, mais la plupart des mesures intégrées consomment une quantité négligeable d'énergie et quelques-unes permettent de faibles économies d'énergie. L'effet des systèmes de lutte contre la pollution atmosphérique sur la consommation d'énergie des usines représente généralement une faible proportion de la consommation totale de l'usine.

Il y a eu une diminution de plus de 25 p. 100 de la quantité totale de pétrole brûlé dans l'industrie des pâtes et papiers au cours des dix dernières années, avec une réduction dans la même proportion des émissions de dioxyde de soufre. Cela est dû notamment au remplacement du pétrole par les résidus de bois et en partie à l'adoption de mesures de conservation de l'énergie qui ont permis de réduire les besoins en vapeur des procédés de fabrication.

1 INTRODUCTION

1.1 Généralités et définitions

Ce rapport résume les récentes réalisations et présente les données sur les techniques de pointe disponibles au Canada en matière de pâtes et papiers. Dans le cadre du présent rapport, la technique actuelle est définie comme un procédé, un système ou un équipement déjà en exploitation dans au moins une installation industrielle ou une très grosse usine pilote (plus de 100 tonnes d'équivalent de pâte par jour). Certains travaux de recherche actuels qui semblent près de l'étape de la commercialisation sont également traités brièvement, et certaines données provenant du manuel intitulé "Techniques de base de l'industrie des pâtes et papiers et ses pratiques de protection environnementale" (rapport SPE 6-EP-83-1) ont été répétées au besoin. On suppose que les lecteurs sont familiers avec l'industrie des pâtes et papiers ou qu'ils peuvent se procurer ce guide.

Conformément à la politique du gouvernement canadien, toutes les données sont exprimées en unités du Système International (SI). La référence nº 1 donne un bref résumé des facteurs de conversion fréquemment utilisés dans l'industrie des pâtes et papiers et les références nº 2 et nº 3 donnent de plus amples précisions. Certains facteurs et certaines abréviations utiles figurent en annexe. Le terme "toxique" est normalement utilisé dans le contexte des normes de toxicité fédérales définies dans l'annexe D du règlement sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers (1).

1.2 L'industrie canadienne des pâtes et papiers en 1983

L'industrie canadienne des pâtes et papiers traverse sa pire période économique depuis les années 1930. L'industrie a toujours suivi un cycle et dépend jusqu'à un certain point de la situation économique générale au Canada, aux États-Unis et outre-mer, c'est pourquoi il y a tout lieu d'espérer que la situation économique s'améliorera à moyen terme. Le tableau 1 indique le nombre et le type des usines actuelles au Canada.

La capacité actuelle et les capacités estimatives futures pour toutes les qualités importantes de pâtes et papiers figurent dans le tableau 2; elles sont basées sur les données publiées par l'Association canadienne des producteurs de pâtes et papiers, de Montréal.

TABLEAU 1 RÉSUMÉ DES TYPES D'USINES AU CANADA

	Papier et carton	Usine de pâte	Sulfite	Kraft	Mi-chimique	Pâte mécanique à la meule	Autres pâtes mécaniques	Divers
Alberta	3	2		2	-	-	-	-
C.-B.	11	26	1	17	-	6	3	2
Manitoba	4	4	1	1	-	2	-	-
N.-B.	6	10	3	4	2	4	1	-
Terre-Neuve	3	2	2	-	-	2	1	-
N.-É.	5	5	2	-	-	3	2	-
Ont.	35	26	7	9	3	11	2	5
Québec	51	44	17	12	1	22	10	6
Sask.	-	1	-	1	-	-	-	-
TOTAUX	118	120	33	46	6	50	19	13

1.3 Conformité aux règlements sur l'environnement

La conformité des usines aux règlements sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers (4) est évaluée tous les deux ans dans des rapports présentés par le Service de protection de l'environnement d'Environnement Canada. Le plus récent a été publié en juillet 1982 (5). Ce rapport soulignait qu'un peu plus de la moitié des usines, soit 57 p. 100 de la production totale, se conformaient aux règlements sur les matières en suspension et qu'environ les trois quarts d'entre elles, soit 72 p. 100 de la production totale, se conformaient aux règlements sur la DBO. On prévoit qu'environ 80 p. 100 des usines, soit 80 p. 100 de la production totale des industries canadiennes de pâtes et papiers, se conformeront aux normes actuelles d'ici 1986 (5).

Aucune étude comparable à l'échelle nationale n'a porté sur le degré de conformité aux normes régissant les émissions atmosphériques.

TABLEAU 2 CAPACITÉ DES USINES CANADIENNES DE PÂTES, PAPIERS ET CARTONS (milliers de tonnes métriques)

Catégories	1981	1982	1983	1984
Pâte				
Pâte à usage chimique et pâte spéciale alpha	303	316	320	324
Qualités de pâte au sulfite	2580	2518	2499	2479
- Blanchie	(461)	(467)	(484)	(495)
- Non blanchie	(2119)	(2051)	(2015)	(1984)
Qualités de pâte au sulfate	10220	10381	10662	10827
- Pâte de conifères blanchie	(6371)	(6518)	(6807)	(6948)
- Pâte de conifères mi-blanchie	(1106)	(1138)	(1122)	(1128)
- Pâte de feuillus blanchie	(955)	(953)	(952)	(986)
- Non blanchie	(1788)	(1772)	(1781)	(1765)
Mi-chimique	445	449	462	485
Mécanique pour papier/carton	8876	9600	10140	10395
- Pâte mécanique	(6413)	(6190)	(6333)	(6257)
- Raffineur à la pression atmosphérique	(725)	(664)	(597)	(503)
- Thermomécanique (PTM)	(1738)	(2746)	(3210)	(3634)
Mécanique pour papier et carton de construction	537	537	537	537
- Pâte mécanique et raffineur atmosphérique	(231)	(231)	(231)	(231)
- Défibrée et expansée	(306)	(306)	(306)	(306)
Capacité totale (pâtes)	**22961**	**23801**	**24620**	**25046**
Papier et carton				
Papier journal	9499	10020	10475	10500
Papier impression et écriture	1679	1790	1952	2175
Papiers kraft	566	553	558	558
Papiers hygiéniques et papiers spéciaux	467	496	509	527
Carton-caisse	1884	1918	1988	2041
Carton-multipli	792	796	813	821
Total sans les papiers asphaltés	**14878**	**15573**	**16295**	**16622**
Papier et carton pour la construction et autres qualités	711	715	720	720
Capacité totale (papiers et cartons)	**15589**	**16288**	**17015**	**17344**

2 FORESTERIE ET PRÉPARATION DU BOIS

2.1 Généralités

Les exploitations forestières couvrent de grandes régions du Canada et leur impact sur l'environnement est très différent de celui des usines de pâtes et papiers. Alors que l'impact de ces usines dépend principalement des effluents, des déchets gazeux et des matières solides évacuées, les exploitations forestières ont en elles-mêmes un important impact environnemental. Les rejets des usines peuvent être très bien établis et réglementés par des normes scientifiques relativement précises, laissant les concepteurs et les exploitants d'usines libres d'utiliser les techniques et l'équipement de leur choix pour se conformer à ces normes. La caractérisation des questions de protection de l'environnement des exploitations forestières est plus complexe, étant donné que celle-ci englobe la définition des techniques et pratiques de régénération, de plantation, de culture et d'abattage. Les effets des changements apportés aux pratiques de gestion forestière ne se manifestent généralement pas pendant bien des années et l'impact global peut ne devenir apparent qu'après une centaine d'années.

La préparation du bois à l'usine est décrite dans la référence 6 et la fin du présent chapitre traite de l'état actuel des techniques.

2.2 Ressources forestières

Les forêts de conifères canadiennes sont les deuxièmes au monde en ordre d'importance, et environ 2 millions d'acres d'arbres sont coupés chaque année. La majeure partie de ces forêts appartient aux gouvernements provinciaux, et le bois est coupé par les compagnies de pâtes et papiers ainsi que d'autres utilisateurs, en vertu de divers permis.

On s'attend à ce que la demande mondiale de bois augmente de 50 à 100 p. 100 d'ici l'an 2000, mais le Canada risque de ne pas être parfaitement en mesure de répondre à cette demande accrue en produits forestiers. Des carences en bois d'oeuvre ont récemment été identifiés dans 11 régions au Canada par le Service canadien des forêts (7).

Le secteur actuel des utilisations des conifères est résumé au tableau 3. Ces données sont généralement considérées par les forestiers comme une estimation raisonnable de la production des forêts naturelles non gérées au Canada. À l'heure actuelle, la majeure partie des forêts au Canada sont laissées à la régénération naturelle après l'abattage et un faible pourcentage des terres forestières sont éclaircies et scarifiées pour favoriser la régénération naturelle de la couverture forestière.

TABLEAU 3 ESTIMATIONS PRÉLIMINAIRES DU BOIS D'OEUVRE DE CONIFÈRES DISPONIBLE (7)

	Disponibilité (millions de m^3)*					
	Coupe annuelle permise	Récolte de 1979	Réserve théorique	Récolte économiquement inaccessible	Autres réserves peu intéressantes	Réserve pondérée
Terre-Neuve	3,7	2,3	1,4	2,1	-	(0,7)
Nouvelle-Écosse	2,8	4,1	(1,3)	-	-	(1,3)
Nouveau-Brunswick	7,1	7,4	(0,3)	-	-	(0,3)
Île du Prince-Édouard	0,2	0,2	-	-	-	-
Québec	37,9	29,7	8,2	7,0	-	1,2
Ontario	27,1	19,3	7,8	6,4	1,4	-
Manitoba	5,4	1,6	3,8	2,9	-	0,9
Saskatchewan	3,9	2,4	1,5	0,9	0,6	-
Alberta	14,6	6,7	7,9	1,8	-	6,1
Colombie-Britannique	99,4	76,0	23,9	15,9	7,5	-
Territoires	3,1	0,2	2,9	2,4	-	0,5
TOTAL	205,2	149,9	55,3	39,4	9,5	6,4

* Les chiffres entre parenthèses indiquent des carences

Le tableau 3 montre que le taux actuel de coupe des conifères dans les Maritimes dépasse considérablement le taux de production du bois d'oeuvre, et des données semblables s'appliquent à un grand nombre des régions forestières plus développées dans le reste du Canada. Si la demande en bois augmente comme prévu, il est clair que les forêts canadiennes ne pourront augmenter la production pour fournir le marché, à moins que le rendement des forêts ne s'améliore considérablement.

Les pénuries de bois obligent les usines à utiliser une plus grande quantité de bois partiellement pourri et de petit bois, augmentant ainsi la DBO et les matières en suspension des effluents de l'atelier de préparation du bois, ce qui entrave l'écorçage à sec.

Certaines terres forestières du Canada et du nord des États-Unis sont gérées de façon intensive afin d'en accroître la productivité. Les données du tableau 4 indiquent les augmentations obtenues jusqu'à présent dans un cas type. Les plantations canadiennes actuelles démontrent le potentiel de ce genre de gestion forestière, mais elles sont trop petites pour contribuer fortement à la production de bois. Il y a quelques grandes plantations au Nouveau-Brunswick, en Ontario et en Colombie-Britannique.

Les arbres de plantation ont relativement peu de pourriture et sont plus faciles à écorcer à l'usine par les procédés d'écorçage à sec que les bois naturels, ce qui permet d'obtenir un effluent de meilleure qualité.

Un pourcentage faible mais sans cesse croissant des forêts canadiennes est maintenant géré de façon efficace. Par exemple, l'Ontario négocie actuellement des ententes de gestion forestière avec les principaux utilisateurs (8).

Bien des aspects de la gestion forestière ont très peu d'impacts directs sur l'environnement, mais des pratiques de gestion comme l'abattage et l'utilisation d'herbicides peuvent avoir certains effets sur les cours d'eau et la santé des humains. Ces sujets sont traités séparément dans les chapitres suivants.

2.3 Herbicides

On utilise actuellement très peu d'herbicides dans les forêts canadiennes, mais certains développements dans la gestion forestière indiquent que leur utilisation devrait augmenter. Les herbicides sont d'importants outils nécessaires aux gestionnaires de la forêt pour l'application efficace des pratiques de gestion forestière intensives nécessaires pour atteindre les niveaux d'abattage cibles établis par les ministres du Conseil canadien des ressources et de l'environnement en 1979. Cependant, ce sont des produits chimiques

TABLEAU 4 PRODUCTIVITÉ D'UNE FORÊT TYPE

	Mètres cubes par hectare	Âge	Accroissement annuel moyen (m^3/ha)
Peuplements naturels	179,12	70	2,597
Peuplements naturels + éclaircissement	223,90	40	5,553
Plantations	313,46	40	7,792

semblables aux pesticides et ils peuvent nuire à des éléments de l'écosystème forestier non visés. Leur disponibilité et leur utilisation sont réglementées de façon à assurer qu'ils n'ont pas d'effets nuisibles sur la qualité de l'environnement ni sur la santé des humains.

Les aspects réglementaires de l'homologation, de l'utilisation et du contrôle des herbicides et des pesticides au Canada sont très complexes. Plus de 100 lois fédérales, provinciales et municipales régissent à des degrés divers l'utilisation ou les conséquences de l'utilisation des pesticides et des herbicides. Voici les principales lois en rapport avec la foresterie:

Loi sur les produits antiparasitaires

La principale loi fédérale est la Loi sur les produits antiparasitaires administrée par Agriculture Canada. Tous les herbicides utilisés au Canada, que ce soit pour des utilisations agricoles, forestières, commerciales ou domestiques, doivent être enregistrés en vertu de cette loi. Elle est entrée en vigueur en 1939 et elle a été révisée en 1972. Le règlement révisé insiste davantage sur les préoccupations environnementales que la première version, et elle oblige à surveiller de plus près la toxicologie des pesticides et leur impact possible sur les espèces non cibles, notamment les personnes.

Un certain nombre d'autres lois fédérales limitent davantage l'utilisation des pesticides dans des situations précises au Canada. Trois d'entre elles sont particulièrement importantes en foresterie:

Loi sur les contaminants de l'environnement

Cette loi est administrée conjointement par Environnement Canada et Santé et Bien-être Canada. Elle porte sur les dangers pour l'environnement et la santé qu'entraîne l'utilisation des pesticides non couverts par les autres lois existantes. Cette loi peut être appliquée, par exemple, lorsque la Loi sur les produits antiparasitaires ne possède pas de dispositions adéquates pour limiter une importante source de pollution environnementale.

Loi sur les pêcheries

La responsabilité légale de l'application de cette loi incombe à Pêches et Océans Canada. Cependant, Environnement Canada et certains organismes provinciaux sont également chargés de son administration. L'article 33 interdit de déverser des

substances nocives pour le poisson ou son habitat et il peut être invoqué pour contrôler ou limiter l'utilisation des pesticides.

Loi sur la Convention concernant les oiseaux migrateurs

Cette loi, administrée par Environnement Canada, est semblable à la Loi sur les pêcheries en ce sens qu'elle règlemente l'utilisation des produits, y compris les pesticides, dans les régions fréquentées par les oiseaux.

Outre ces lois et d'autres lois fédérales, la plupart des provinces possèdent maintenant des lois provinciales complémentaires qui satisfont leurs besoins particuliers en ce qui a trait à l'utilisation des pesticides.

Des données récentes (9) indiquent que 16 520 tonnes d'herbicides ont été utilisées au Canada en 1980. Environ 79 tonnes, soit 0,48 p. 100 de ce total, ont été utilisées pour la foresterie et le reste pour l'agriculture. C'est à peu près la même chose dans le cas des insecticides; l'industrie forestière n'a utilisé qu'environ 4 p. 100 de la quantité totale d'insecticides chimiques utilisés par l'industrie agricole. Étant donné l'importance relative des marchés agricoles et forestiers des pesticides, ainsi que la grande stabilité du marché agricole, l'industrie des pesticides concentre ses efforts de développement sur les produits prometteurs pour l'agriculture.

Les herbicides sont mis au point par des fabricants qui sont également responsables de la production des données nécessaires pour l'homologation des produits chimiques avant leur mise en marché. Avant l'homologation d'un herbicide, la formulation de l'ingrédient actif et les propriétés physiques et chimiques doivent être connues. D'importantes études sont faites pour déterminer les toxicités aiguës et chroniques pour une vaste gamme d'animaux de laboratoire (rats, souris, canards, cailles, poissons, etc.) à l'aide de différents types d'expositions qui permettent d'évaluer les risques de toxicité que l'herbicide peut faire courir aux humains et aux autres espèces non cibles.

Ces études prennent généralement environ trois ou quatre ans et coûtent plusieurs millions de dollars. Lorsque les données continuent d'indiquer qu'un produit n'est pas un danger grave pour les humains, qu'il n'entraîne aucun problème pour l'environnement et qu'il peut être rentable par rapport aux autres produits sur le marché, il est alors soumis à des essais sur le terrain pour:

a) étudier son impact sur des espèces naturelles non cibles présentes dans le milieu dans lequel il est utilisé;

b) connaître la durée de sa vie active et ses transformations dans divers composants du milieu agricole; et

c) connaître les dangers qu'il fait courir en cas d'exposition professionnelle et accidentelle.

Les données techniques additionnelles requises pour l'homologation à la Division des pesticides d'Agriculture Canada nécessitent des essais pendant trois à cinq ans. D'autres directions d'Agriculture Canada, de Santé et Bien-être Canada, d'Environnement Canada, de Pêches et Océans Canada participent à la décision finale d'acceptation ou de rejet de l'homologation.

2.4 Pratiques d'abattage

La plupart des lois provinciales restreignent ou interdisent la coupe près des cours d'eau, contrôlent les pratiques en matière de construction de routes et définissent les procédures à suivre pour minimiser l'érosion du sol et la détérioration des aires de pêche et de frai. Ces lois varient considérablement d'une province à l'autre et dans certains cas, elles sont propres à un site donné.

2.4.1 Coupe d'arbres entiers. - La coupe d'arbres entiers est maintenant plus répandue grâce à la mécanisation accrue. Selon les méthodes de coupe classique, les arbres sont abattus et ensuite ébranchés sur place, et on laisse les branches sur les lieux. Avec la coupe d'arbres entiers, l'arbre est abattu et ensuite transporté en entier pour être ébranché par une machine centrale. Les branches et les aiguilles s'accumulent autour de cette machine, dans un rayon relativement petit. Étant donné que la plupart des substances nutritives essentielles absorbées par l'arbre dans le sol s'accumulent dans les aiguilles, les conséquences de la coupe d'arbres entiers peuvent avoir une grande importance, du point de vue environnemental. Lorsque les aiguilles ne sont pas abandonnées autour de la souche des arbres, mais très dispersées sur l'aire de coupe, l'appauvrissement en matières nutritives est accru considérablement. Cette façon de procéder peut n'avoir que peu de conséquences si le sol est riche, mais au Canada, un grand nombre de forêts boréales sont presque entièrement dénuées de la plupart des substances nutritives dont les arbres ont besoin (azote, phosphore, potassium, magnésium, calcium et soufre) et elles ne peuvent compenser l'appauvrissement accru que cause ce genre d'exploitation. Ces sites pauvres en matières nutritives peuvent évidemment être fertilisés après la coupe, mais cela augmenterait le prix de revient du bois.

2.4.2 Pneus à assise large pour engins de coupe. - Les engins de coupe peuvent comporter certaines caractéristiques destinées à limiter les dégâts qu'ils risquent de causer à l'environnement. Par exemple, des débusqueurs de construction récente sont équipés de pneus à assise large de 1,5 mètre de large et ils peuvent se déplacer sur la rhizosphère des sols mous tout en consommant moins de carburant et en ayant moins tendance à s'enliser. Outre les avantages de productivité et de coût, les pneus à assise large réduisent également:

- les dommages causés aux arbres,
- la compaction du sol (régénération et taux de croissance future améliorés), et
- l'érosion du sol.

Des tests en cours visent à étudier la durée utile, l'économie et les zones d'application de différents types de pneus.

2.5 Préparation du bois

2.5.1 Généralités. - Une fois livré à l'usine, le bois est entreposé avant d'être utilisé. Dans presque tous les procédés de fabrication, il faut absolument enlever l'écorce, et toutes les méthodes de réduction du bois en pâte obligent à le réduire en copeaux, au préalable, sauf dans le cas de la fabrication de pâte mécanique ordinaire.

L'écorçage et le broyage sont décrits à la référence 10. Le reste de ce chapitre porte sur les aspects de l'énergie touchant l'environnement et la conservation des procédés de rechange, et sur la tendance actuelle à utiliser l'écorçage à sec.

Le coût du traitement qu'il faut faire subir aux effluents des systèmes classiques d'écorçage humide pour se conformer aux règlements environnementaux a obligé de nombreuses usines à adopter l'écorçage à sec. Bien que cette méthode n'élimine pas complètement l'effluent de l'atelier de préparation du bois, il réduit la quantité de matières en suspension, la toxicité et la DBO des effluents d'environ 80 à 98 p. 100. La plupart des nouvelles usines construites en Amérique du Nord depuis 1975 ont choisi le procédé à sec.

Les systèmes d'écorçage par voie humide produisent généralement du bois plus propre que les systèmes à sec, particulièrement avec les conditions climatiques des hivers canadiens, et c'est là le principal avantage du procédé humide. Toutes les usines préfèrent fournir le moins d'écorce possible à l'atelier de réduction du bois en pâte mais il n'existe aucune norme absolue étant donné que la quantité d'écorce tolérée varie selon le procédé de réduction du bois en pâte appliqué par l'usine, des installations de tamisage de la pâte

et de la qualité finale du produit. Le rendement des écorceuses n'est pas facile à régulariser, mais dans la mesure où elles peuvent être réglées, on peut obtenir des rendements supérieurs d'élimination de l'écorce en contrepartie d'une perte accrue de bois et d'un taux inférieur de production.

2.5.2 Qualité de l'écorçage. - L'efficacité de l'écorçage est représentée généralement par la proportion, en poids, d'écorce qui demeure sur le bois. Pour déterminer la quantité d'écorce résiduelle, on prélève un échantillon, on sépare manuellement l'écorce visible des échantillons de copeaux et on pèse les deux fractions. Cette façon de procéder est plutôt fastidieuse, et elle est sujette à des erreurs d'échantillonnage, étant donné que le bois fourni aux usines de pâte est rarement homogène et que les dimensions pratiques des échantillons sont très petites.

Le procédé de fabrication de pâte au sulfite a très peu d'effets sur l'écorce et il la transfère donc en quasi totalité au stade de fabrication du papier où sa récupération efficace est très coûteuse et difficile avec les nettoyeurs et les tamis centrifuges classiques. Dans le cas de la pâte au sulfite à usages chimiques, la teneur du bois en écorce doit être très faible, environ 0,2 p. 100, étant donné que certaines composantes de l'écorce peuvent diminuer considérablement la qualité de la pâte. Le procédé de fabrication de pâte au sulfite pour papier journal est beaucoup plus tolérant et les objectifs en matière de teneurs en écorce varient de 0,3 à 0,5 p. 100.

Dans le cas de la pâte mécanique, une teneur de 0,5 p. 100 est souvent considérée acceptable. Lorsque l'usine blanchit la pâte mécanique, les procédés peuvent tolérer une teneur un peu plus élevée en écorce, mais le coût du blanchiment supplémentaire peut être important. Voir également le chapitre 6.

Dans le cas de la fabrication de la pâte mécanique, l'écorce qui est restée sur le bois apparaît sous forme d'inclusions d'écorces dans le produit final et elle peut être presque entièrement récupérée par les nettoyeurs centrifuges très efficaces dont disposent les usines modernes. Dans le cas des usines qui se convertissent de l'écorçage par voie humide à l'écorçage à sec, elles doivent souvent améliorer simultanément leur système de nettoyage.

L'écorce présente dans les copeaux utilisés dans la fabrication de la pâte thermomécanique (TPM) n'apparaît pas sous forme d'inclusions d'écorce comme dans la pâte au sulfite, la pâte mécanique ordinaire ou la pâte mécanique raffinée, mais plutôt comme une blancheur moins prononcée de la pâte. L'importance de cette diminution de

blancheur dépend du fait que l'écorce peut être verte ou conditionnée, et du degré de température de préétuvage du procédé de PTM (voir figure 1). Une teneur en écorce de 1 p. 100 peut entraîner une perte de blancheur pouvant atteindre 4 points.

La perte de blancheur de la PTM due à sa teneur en écorce ne peut être compensée par un traitement à l'hydrosulfite, mais le blanchiment au peroxyde semble avoir un effet de blanchiment sur l'écorce résiduelle.

La plupart des usines de pâte kraft blanchie affirment que la teneur en écorce de leur pâte ne doit pas dépasser 1 p. 100. Certaines de ces usines fonctionnent très bien avec du bois contenant un certain pourcentage d'écorce, mais cela entraîne une plus forte consommation de produits chimiques pour la cuisson. Lorsque la production de l'usine n'est pas limitée par la capacité du système de récupération chimique, cela peut être acceptable. Cependant, dans les usines à récupération limitée, la charge additionnelle imposée au système de récupération peut entraîner des pertes de production ou augmenter la DBO des effluents, annulant ainsi les avantages que l'écorçage à sec présente du point de vue environnemental.

Les usines de pâte kraft non blanchie et les usines de pâte mi-chimique au sulfite neutre (NSSC) peuvent tolérer des quantités relativement importantes d'écorce avec le bois, du point de vue de la qualité du produit, bien que les commentaires ci-dessus sur la charge du système de récupération soient également valables.

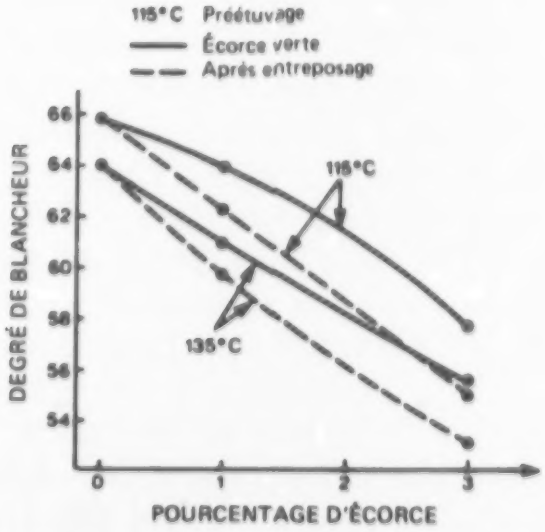
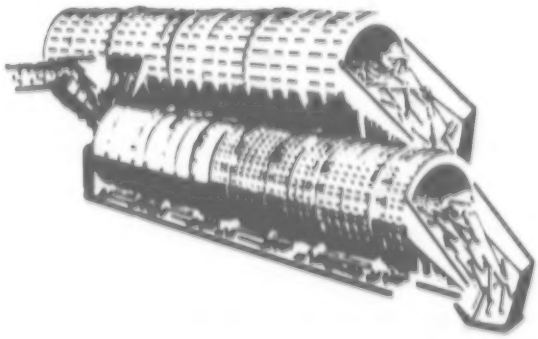


FIGURE 1 **Effet de la teneur en écorce sur le degré de blancheur de la pâte thermomécanique non blanchie (11)**

2.5.3 Techniques d'écorçage. - Sur la côte de la Colombie-Britannique, l'écorçage à sec des grosses billes se fait généralement à l'aide d'écorceuses mécaniques à couteaux annulaires et l'écorçage par voie humide, à l'aide d'écorceurs hydrauliques à gicleurs. Ailleurs au Canada, et sur la côte Ouest, pour ce qui est des petites billes, ce sont les tambours écorceurs illustrés à la figure 2 qui sont généralement utilisés. Il y a très peu de différence entre les tambours utilisés pour l'écorçage par voie humide et pour l'écorçage à sec, mais la capacité d'un tambour est généralement réduite de 50 p. 100 lorsqu'il y a conversion de l'écorçage par voie humide à l'écorçage à sec. Dans certains cas, une usine qui choisit de pratiquer l'écorçage à sec doit installer des tambours supplémentaires, ce qui représente un investissement de l'ordre d'un million de dollars pour chacun d'eux, y compris les équipements auxiliaires. Cependant, étant donné la tendance qu'ont les usines à acheter aux scieries des quantités toujours plus grandes de copeaux, de nombreuses usines ont déjà atteint leur pleine capacité d'écorçage et elles ne sont donc pas sérieusement touchées par les limites de capacité. Les techniques d'écorçage et leur importance environnementale sont étudiées en détail à la référence 10.



Le tambour au premier plan peut servir à l'écorçage par voie humide ou l'écorçage à sec, et le tambour à l'arrière-plan ne peut servir qu'à l'écorçage à sec

FIGURE 2 Tambours écorceurs (Hooper)

La majeure partie de l'écorce ôtée des billes dans les usines de pâtes et papiers sert de carburant et il est donc préférable qu'elle soit aussi sèche que possible. Il est surprenant de constater que la teneur en humidité des déchets de bois écrasé provenant des ateliers de préparation à sec du bois n'est que faiblement inférieure à celle provenant des ateliers d'écorçage par voie humide qui sont dotés de presses à écorce efficaces. Cependant, étant donné que ces presses coûtent cher et qu'elles sont difficiles à entretenir, un grand nombre d'entre elles sont inefficaces pendant la majeure partie de leur vie utile, ce qui fait que la teneur annuelle moyenne en matières solides des déchets de bois écrasé produits par les ateliers de préparation à sec du bois n'est probablement supérieure que d'environ 10 p. 100 à celle des résidus des systèmes par voie humide.

La méthode de transport et de stockage des billes a un effet sur la teneur finale en humidité de l'écorce récupérée, étant donné que l'écorce qui est totalement imbibée après un long séjour et un entreposage prolongé dans l'eau a tendance à retenir une certaine quantité de l'eau, même après être passée dans les presses à écorce et les écorceuses à sec.

Il n'y a aucune limite absolue à la teneur en humidité de l'écorce qui doit être brûlée, mais la quantité de chaleur nette produite est d'autant plus faible que la teneur en humidité est grande. Lorsque l'écorce est très humide, du combustible fossile est nécessaire pour entretenir la combustion. La teneur en humidité à partir de laquelle il faut ajouter du combustible fossile dépend de la chaudière utilisée, mais elle est généralement d'environ 40 p. 100 SF (poids séché au four). Bien que certaines chaudières puissent brûler l'écorce humide (les systèmes à lit fluidisé sont très efficaces sur ce plan), la combustion de matières humides n'est jamais efficace du point de vue thermique, à cause des pertes d'énergie dans l'atmosphère sous forme de vapeur d'eau.

En plus de l'économie évidente d'énergie obtenue en brûlant des déchets de bois écrasé, il y a également certains avantages environnementaux comme une combustion plus complète dans la chaudière, moins de cendres volantes et une plus faible quantité de matières particulaires émises. De plus, une teneur en eau plus faible du combustible réduit le débit de gaz dans la cheminée de la chaudière, et cela améliore généralement l'efficacité du dispositif de contrôle des émissions de matières particulaires.

2.3.4 Effluents de l'écorçage. - Anciennement, un grand nombre d'usines procédaient à l'écorçage de la plus grande partie du bois l'été afin de minimiser les difficultés que représentait la manutention du bois gelé et pour coordonner leur approvisionnement

provenant des rivières. De plus en plus d'usines reçoivent maintenant leur bois par camion et procèdent à l'écorçage toute l'année. Certaines usines fonctionnent de façon intermittente, avec moins d'écorçage l'hiver. Les principales raisons qui ont entraîné l'échelonnement de l'écorçage sur toute l'année sont la réduction des frais d'inventaire et la stabilisation de l'effectif.

Dans la plupart des cas, il faut laver les billes après l'écorçage à sec, mais l'effluent qui en résulte a une teneur en DBO et en matières en suspension beaucoup moins élevée que celui de l'écorçage par voie humide. Dans bien des usines canadiennes, la chaleur doit être utilisée en hiver pour dégeler l'écorce, et la meilleure façon d'y parvenir est d'utiliser un effluent chaud comme la solution caustique de l'atelier de blanchiment, l'eau blanche de la machine de fabrication de papier journal ou encore l'eau servant à refroidir l'équipement. L'effluent de l'écorce dégelée contient des matières en suspension, une légère DBO et il est légèrement toxique.

Le tableau 5 donne des valeurs comparatives types des différents procédés d'écorçage et le tableau 6, celles de l'amélioration de la qualité de l'effluent obtenue par la conversion de l'écorçage humide à l'écorçage à sec. La référence 10 donne des données plus détaillées.

Dans bien des cas, la quantité d'effluent produite par les installations d'écorçage à sec est aussi grande que celle du système humide de même capacité, mais elle est beaucoup moins contaminée. La quantité d'effluent de ces deux systèmes dépend plus du degré de recyclage à l'intérieur de l'atelier de préparation du bois que de tout autre facteur.

La quantité de chaleur qui doit être introduite dans le système pour dégeler les billes suffisamment est une contrainte importante au recyclage de l'eau de lavage des billes pendant l'hiver, au Canada. Comme il faut empêcher la formation de glace dans l'atelier de préparation du bois, l'eau doit être suffisamment chaude pour réchauffer les billes dont la température est bien au-dessous du point de congélation et qui arrivent souvent incrustées de neige et de glace. De plus, lorsque la capacité d'écorçage est limitée, la température du système d'approvisionnement en eau doit être maintenue bien au-dessus de 0 °C de façon à dégeler assez rapidement les couches externes de la bille et à en amollir l'écorce pendant qu'elle est encore dans le tambour écorceur. Un simple bilan thermique démontre qu'un débit d'au moins 1 m^3/t de bois est nécessaire pour maintenir une température suffisante dans le système d'approvisionnement en eau lorsqu'un effluent à 40 °C provenant d'un autre atelier doit être utilisé pour dégeler les billes. Dans la

pratique, il faut probablement plusieurs m^3/t. Il est possible de réchauffer l'eau dans le système de l'atelier de préparation du bois en ajoutant directement de la vapeur, ce qui était autrefois pratique courante, mais sont coût énergétique est très élevé. Une demande de 10 tonnes de vapeur par heure dans une usine produisant 500 tonnes de pâte par jour est affaire courante et il en coûte environ un demi million de dollars par année lorsque la chaleur perdue n'est pas utilisée pour dégeler les billes dans l'atelier de préparation du bois. Jusqu'à un certain point, il y a compensation entre la capacité d'écorçage et la quantité de chaleur fournie pour le dégel étant donné que les écorceuses sont moins efficaces si les billes ne sont pas complètement dégelées.

La quantité de matières en suspension contenues dans l'effluent non traité de l'atelier de préparation du bois dépend de l'essence utilisée, de l'importance du recyclage interne et du mode de transport du bois (par voie terrestre ou par voie d'eau,) étant donné que le flottage peut éliminer jusqu'à 50 p. 100 de l'écorce.

La DBO et la toxicité des effluents des écorceuses varient considérablement et il y a peu de rapport entre ces paramètres et les essences ou les conditions d'exploitation, si ce n'est que moins l'écorce reste longtemps dans l'eau, moins l'effluent est contaminé. À ce sujet la différence entre l'écorçage à sec et l'écorçage par voie humide apparaît clairement dans les données des tableaux 5 et 6, selon lesquelles l'écorçage à sec utilise l'eau principalement dans les rinceurs.

En général, la conversion de l'écorçage par voie humide en écorçage à sec réduit la teneur en matières en suspension de l'effluent non traité de 10 à 50 kg/t de bois à quelques kg/t, et la DBO d'environ 8 kg/t. La toxicité de l'effluent d'un atelier de préparation du bois utilisant l'écorçage à sec est généralement de 20 p. 100 inférieure à celle d'un atelier d'écorçage par voie humide.

Dans les cas où les billes ne sont ni dégelées ni lavées, l'écorçage à sec peut ne pas produire d'effluent, mais cela suppose que l'opération ne se fait que l'été et que l'usine a une tolérance relativement élevée pour l'écorce, comme les usines de carton doublure ou les usines de pâte NSSC.

L'impact du procédé d'écorçage utilisé sur l'effluent total de l'usine dépend jusqu'à un certain point du type d'usine en cause ainsi que de son système de traitement des effluents. Il est possible d'améliorer la qualité de l'effluent des systèmes d'écorçage par voie humide et de le rendre conforme aux normes des règlements types actuels, grâce à des techniques de traitement classiques étudiées au chapitre 9.

TABLEAU 5 COMPARAISON DES PROCÉDÉS D'ÉCORÇAGE

Paramètre	Unités	Tambour humide	Tambour à sec	Jet hydraulique	Écorceuse à couteaux annulaires	Système PAPRIFER de déchiquetage de l'écorce
Débit de l'effluent	m^3/t	3-20	0-5	5-15	0-2	0
Matières en suspension	kg/t	15-50	0-10(6)	10-30	0-3	0
DBO	kg/t	5-10	0-3 (6)	1-4	0-1	0
Toxicité	CL_{50}	<10%	(8)	<10%	(8)	0
Consommation d'énergie (3)	kWh/t	20	21	21	3	60
Degré de siccité de l'écorce (7)	%OD	40-55	50-55	40-55	50-55	40-55
Coût d'exploitation indiqué (3)	$/t	2,15	2,15	1,15	0,60	-
Écorce résiduelle						
- Conifères d'été	% poids	0,5-1	0,5-1	0,1-0,4	0,2-0,5	2
- Feuillus d'été	% poids	0,5-1	1-2	S.O.	-	5
- Conifères d'hiver	% poids	0,5-1	1-2	S.O.	0,5	2
- Feuillus d'hiver	% poids	0,5-1	1-4	S.O.	-	5

Remarques:

1) Ce sont des données types d'installations industrielles, en supposant que l'écorceuse est appropriée au type de bois de provenance locale.
2) Les données de l'effluent excluent la DBO et les matières en suspension provenant d'autres sources (ex.: matières organiques introduites par l'utilisation du filtrat du dispositif de blanchiment dans l'atelier de préparation du bois).
3) Coûts de 1977 de la référence 10.
4) "t" signifie "tonnes de bois séché au four".
5) S.O. = généralement non utilisé dans ces conditions.
6) Les limites supérieures sont dues à l'utilisation d'une glissoire hydraulique pour le transport des billes.
7) La limite inférieure indique la difficulté qu'il y a à conserver aux presses à écorces un haut degré d'efficacité.

TABLEAU 6 DONNÉES SUR L'EFFLUENT TYPE D'UN ATELIER DE PRÉPARATION DU BOIS D'UNE USINE DE PAPIER JOURNAL PRATIQUANT L'ÉCORÇAGE PAR VOIE HUMIDE ET À SEC

Paramètre de l'effluent	Unités	Par voie humide	À sec	Réduction
Débit	m^3/d	7 800	3 700	50%
Matières en suspension	kg/d	12 700	3 200	75%
DBO	kg/d	2 100	310	87%
pH		5,8	5,3	-
Toxicité		toxique	toxique	-

Remarque: Données basées sur une production de 500 tonnes de papier journal par jour.

2.6 Écorçage des copeaux d'arbres entiers

Jusqu'à présent, les copeaux d'arbres entiers ont été acheminés aux digesteurs avec toute l'écorce, le feuillage et le sable qu'ils contenaient. Cependant, les instituts canadiens de pâtes et papiers et de recherches en génie forestier ont mis au point le procédé Paprifer de triage des copeaux (12). Ce procédé consiste à séparer les gros morceaux d'écorce des copeaux de taille normale, en les baignant dans un grand récipient fortement agité rempli d'eau, semblable à un triturateur à papier. Les copeaux de la dimension voulue sont retirés de l'eau et sont acheminés vers l'usine de pâte.

L'écorce récupérée est déshydratée jusqu'à ce que son degré d'humidité soit d'environ 50 p. 100 et qu'elle puisse servir de combustible. Bien que ce procédé utilise de l'eau et que techniquement parlant, il entre dans la catégorie des procédés d'écorçage par voie humide, il n'y a aucun rejet d'eau dans les égouts. Les seuls rejets sont des déchets de bois écrasé et environ 0,8 m^3 d'eau par tonne de bois absorbé par les copeaux, qui passe dans le lessiveur. Les matières organiques extraites de l'écorce durant le procédé classique de traitement par voie humide et qui sont à l'origine de la DBO de l'effluent sont contenues dans cette eau et finissent ainsi par être incinérées dans la chaudière de récupération. Le liquide qui s'échappe de l'équipement de déshydratation de l'écorce est renvoyé dans le système d'écorçage. Des données comparatives sont présentées au tableau 5.

L'utilisation des copeaux provenant du procédé Paprifer dans les usines kraft comporte les mêmes inconvénients que l'utilisation directe des copeaux d'arbres entiers, mais à un degré bien moindre. Les avantages de l'utilisation des copeaux d'arbres entiers sont valables également pour le procédé Paprifer, qui offre en outre la possibilité

d'augmenter considérablement la capacité d'utilisation des copeaux d'arbres entiers tandis que l'utilisation de copeaux non triés est limitée par la quantité totale d'écorce, de feuillage et de sable que peut accepter le procédé de l'usine, compte tenu de ses propres contraintes de récupération ou de qualité du produit. En plus d'enlever l'écorce, ce procédé permet d'enlever aussi les copeaux pourris, améliorant en cela la qualité de la pâte.

Le procédé Paprifer n'a pas encore été appliqué commercialement, mais il a été utilisé de façon intensive en usine pilote. Ce procédé donne en pratique environ 2 p. 100 d'écorce résiduelle, de sorte qu'il s'applique principalement aux usines de kraft.

3 SYSTÈMES DE RÉDUCTION DU BOIS EN PÂTE

Les principaux types de pâtes sont étudiés séparément. Du point de vue de l'environnement, la caractéristique la plus importante au cours des dix dernières années a été une tendance vers de plus hauts rendements dans le secteur de la fabrication de papier journal avec les réductions correspondantes des quantités de DBO, de matières en suspension et de matières toxiques déversées dans les cours d'eau. La production est passée de la fabrication de pâtes mécaniques ordinaires à des procédés de fabrication de pâtes raffinées et thermomécaniques (PTM) dans le secteur mécanique. Dans la fabrication de pâte kraft, les changements ont été progressifs mais aucun nouveau procédé n'a été commercialisé.

3.1 Réduction du bois en pâtes mécaniques

3.1.1 Fabrication de pâte mécanique ordinaire. - Les premiers défibreurs commerciaux ont été construits par Voith en 1852 et pouvaient recevoir une charge de 30 kW. De nos jours, certains défibreurs sont équipés de meules artificielles de 1,8 m de diamètre et 1,8 m de long, mues par des moteurs de 7500 kW.

Au cours des années 1970, avec la mise au point de la PTM, on croyait que la pâte mécanique ordinaire avait fait son temps. La situation a cependant changé et il y a maintenant un regain d'intérêt pour la pâte mécanique ordinaire. Cela est probablement dû à la mise au point de pâtes à rendement très élevé qui permettent de minimiser et même d'éliminer l'utilisation de pâtes chimiques dans la fabrication de pâtes pour papier journal. Ce procédé a des effets positifs sur la charge polluante et permet d'utiliser des pâtes mécaniques ordinaires pour produire une qualité acceptable de papier journal.

La pâte mécanique ordinaire possède certaines caractéristiques intéressantes, entre autres elle entraîne des coûts énergétiques peu élevés et elle a une teneur élevée en fines, très recherchées pour la fabrication de papier impression. Dans les nouvelles installations cependant, la tendance délaisse les défibreurs au profit des raffineurs.

3.1.2 Fabrication de pâtes de raffineur. - La première tentative d'utilisation de raffineurs à disques pour la production de pâtes mécaniques dans la fabrication du papier a eu lieu au cours des années 1950. Ce procédé a démontré qu'il était possible de fabriquer une pâte plus résistante que la pâte mécanique ordinaire. Ce procédé est maintenant connu sous le nom de pâte mécanique de raffineur ou PMR. Les meilleurs résultats

proviennent de l'utilisation de deux stades de raffinage. La première étape réduit les copeaux en fibres grossières et la seconde les réduit en fibres individuelles. Dans les débuts, il fallait limiter la consistance de la pâte dans le raffineur à environ 6 p. 100 de façon à ce qu'il y ait suffisamment d'eau pour refroidir le raffineur. La vapeur de décompression, avec des consistances plus élevées, entravait l'opération et la trop grande pression de la vapeur des raffineurs utilisés à cette époque empêchait d'introduire les copeaux.

En 1969, il y avait 44 usines de PMR au monde, avec une capacité nominale de 4300 tonnes par jour et il existait de gros raffineurs, entre autres des disques de 120 cm de diamètre avec une capacité installée de 3700 kW. Ces usines comportaient un, deux ou même trois stades de raffinage.

L'industrie a accepté la PMR avec une certaine lenteur, pour deux raisons principales:

a) La pâte était moins dense que la pâte mécanique ordinaire et donnait une feuille de papier plus épaisse, ce qui créait des problèmes à l'atelier des presses.

b) La pâte contenait un plus grand nombre d'éclats que la pâte mécanique ordinaire. Ces éclats de bois pouvaient causer certains défauts dans la feuille de papier qui pouvait alors se cisailler soit dans la machine à papier, soit à la presse à imprimer.

Des travaux entrepris en vue de résoudre ces problèmes ont mené à la mise au point du procédé de fabrication de pâte thermomécanique (PTM). Il consiste à étuver les copeaux pendant une courte période, environ trois minutes, entre 110 et 130 °C et sous une pression entre 150 et 210 kPa, et à leur faire subir le premier stade de raffinage sous pression, comme le décrit plus en détail la référence 13.

Il ne s'agissait pas là d'un nouveau procédé. Un tel système avait déjà été mis au point par Defibrator en 1932 pour la fabrication de carton feutre ou de feutre à couverture (14), et il consistait à raffiner les copeaux de bois à environ 700 kPa et 170 °C avec une très faible consommation d'énergie, soit moins de 1 MJ/kg. Il n'était aucunement question alors de l'utiliser pour fabriquer du papier en raison du faible degré de blancheur qu'il permettait d'obtenir.

L'application d'une température et d'une pression de raffinage peu élevées donnait des fibres minces et longues. La pâte ainsi produite était beaucoup plus forte que la pâte mécanique ordinaire ou la PMR, elle avait une main moins épaisse et elle contenait moins d'éclats que la PMR. Le tableau 7 compare ces trois pâtes faites avec de l'épinette noire et le tableau 8 compare la pâte mécanique ordinaire et la PTM à base de pin gris.

TABLEAU 7 COMPARAISON DE LA PÂTE MÉCANIQUE ORDINAIRE, DE LA PÂTE MÉCANIQUE AU RAFFINEUR ET DE LA PÂTE THERMOMÉCANIQUE (Épinette noire)

	Pâte mécanique ordinaire	PMR	PTM
Indice de raffinage (Normes canadiennes de raffinage)	99	98	99
Main (cm^3/g)	2,24	2,58	2,19
Indice d'éclatement ($kPa.m^2/g$)	1,4	1,6	3,0
Indice de déchirure ($mN.m^2/g$)	4,4	9,4	9,0
Longueur de rupture (mètres)	3 000	3 500	5 400
Extension (%)	1,6	2,0	2,6
Classement des fibres (Bauer McNett)*			
% retenu sur 28 mailles	3,6	5,2	16,4
% retenu sur 48 mailles	15,6	20,2	19,0
% retenu sur 100 mailles	13,8	13,0	8,8
% retenu sur 200 mailles	13,6	8,0	6,8
% passant 200 mailles	31,2	28,1	30,3
Éclats Somerville (%)	-	0,65	0,09

* La méthode Bauer McNett de classement des fibres fait passer l'échantillon de pâte dans une série de tamis normalisés, ce qui est une façon utile, mais arbitraire, de fournir la taille des fibres et leur répartition dans l'échantillon

Des données des deux tableaux indiquent les caractéristiques supérieures de la PTM. La résistance ainsi obtenue a deux effets bénéfiques principaux:

a) Avec des copeaux d'Épinette, il est possible de réduire et même d'éliminer complètement les fibres chimiques de la pâte à papier journal, ce qui réduit la DBO et les matières en suspension de l'effluent de l'usine comme l'indique le chapitre 7.

b) Avec des copeaux de Pin gris, ce procédé permet d'améliorer la qualité de la pâte d'essences inférieures pour la rendre supérieure à la pâte mécanique ordinaire à base d'épinettes et il peut également réduire, à un degré moindre, la quantité de fibres chimiques utilisées dans la composition de la pâte à papier journal.

TABLEAU 8 COMPARAISON DES PÂTES MÉCANIQUES ORDINAIRE ET THERMOMÉCANIQUE (Pin gris)

	Pâte mécanique ordinaire	PTM
Indice de raffinage (Normes canadiennes de raffinage)	122	144
Main (cm^3/g)	2,70	2,57
Indice d'éclatement ($kPa.m^2/g$)	0,5	1,7
Indice de déchirure ($mN.m^2/g$)	3,7	11,3
Longueur de rupture (mètres)	1 700	3 940
Extension (%)	0,9	2,1
Classement des fibres (Bauer McNett)*		
% retenu par 14 mailles	0,6	9,4
% retenu par 28 mailles	6,4	19,8
% retenu par 48 mailles	20,2	21,2
% retenu par 100 mailles	20,4	10,1
% retenu par 200 mailles	18,8	6,6
% passant 200 mailles	33,6	32,9
Éclats Somerville (%)	0,12*	0,04**

* Pâte classée
** Pâte non classée

La figure 3 indique un procédé type de PTM avec deux stades de raffinage, le premier sous pression et le second à la pression atmosphérique. Un système de PTM peut avoir soit un raffineur au premier stade, qui alimente un raffineur de second stade, soit deux raffineurs de premier stade qui alimentent un raffineur de second stade. Il existe également des systèmes qui opèrent le raffinage sous pression en une seule étape.

La dimension des raffineurs et la puissance installée ont constamment augmenté. Le diamètre des disques plats varie maintenant de 137 à 152 cm avec une puissance installée de 7 à 10 MW. Il existe également une version à disques coniques permettant d'augmenter la puissance du moteur pour obtenir une force de 75 MW.

À la fin de décembre 1982, 17 systèmes PTM étaient en exploitation au Canada avec une capacité nominale totale de 7430 tmsa/d et trois autres systèmes d'une capacité de 1520 tmsa/d étaient en construction. Le nombre total de systèmes de PTM dans le monde était de 164, soit une capacité nominale de 43 433 tmsa/d (15).

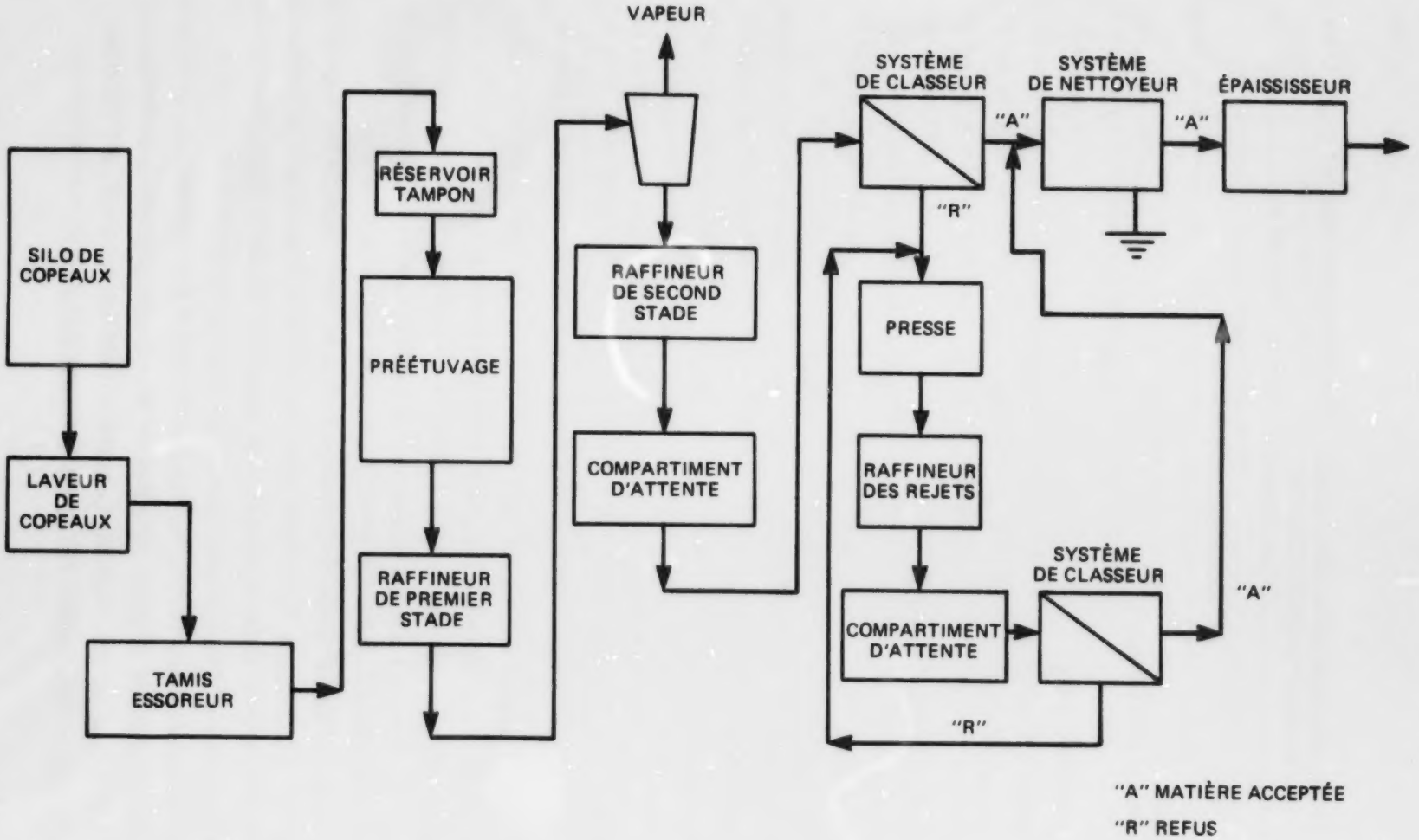


FIGURE 3 **Diagramme type de la fabrication de pâtes thermomécaniques**

En général, la production de pâtes mécaniques a été limitée par l'utilisation de résineux, de préférence l'Épinette, le Sapin baumier et la Pruche et, dans une moindre mesure, le Pin gris (en raison de la qualité inférieure de pâte qu'il donne). Les feuillus n'ont pas été utilisés à cause de leurs courtes fibres qui donnent une pâte très peu résistante qui ne se prête pas à la production de papier journal. Cependant, il existe des données qui indiquent que de faibles pourcentages de copeaux de feuillus, soit jusqu'à environ 20 p. 100, peuvent être ajoutés à des copeaux d'Épinette comme matière première d'un système de PTM sans avoir d'effet sérieux sur les caractéristiques de la pâte, sur le fonctionnement de la machine à papier ni sur la qualité du papier. Le tableau 9 montre les

TABLEAU 9 UTILISATION DE FEUILLUS POUR LA FABRICATION DE PÂTE THERMOMÉCANIQUE (Peuplier, Bouleau, Érable)

Essences	Essai 1		2		3	
Épinette/Sapin baumier	100	84	100	79	100	83
Peuplier	-	16	-	-	-	-
Bouleau	-	-	-	21	-	-
Érable	-	-	-	-	-	17
Indice de raffinage, NCR	162	128	127	123	146	125
Indice d'éclatement	2,4	2,5	2,6	2,3	2,5	2,2
Indice de déchirure	10,6	10,2	9,9	9,4	8,3	8,7
Longueur de rupture (m)	4640	4520	4530	4040	4360	4210
Main (cm^3/g)	2,50	2,63	2,57	2,76	2,69	2,63
Blancheur G.E.	53	55	51,6	52,7	51,9	52,4
Éclats Somerville (%)	0,56	0,41	0,32	0,33	0,59	0,29
Classement des fibres (Bauer McNett)						
% retenu sur 14 mailles	10,0	4,8	7,0	5,3	6,4	4,1
% retenu sur 28 mailles	21,4	21,1	24,5	21,1	23,9	19,7
% retenu sur 48 mailles	22,8	22,8	23,4	21,4	21,8	21,1
% retenu sur 100 mailles	12,1	15,7	15,3	13,2	13,0	16,8
% passant dans 100 mailles	33,7	35,6	23,8	39,0	34,9	38,3

effets de l'ajout de copeaux de Peuplier, de Bouleau et d'Érable à un mélange de copeaux d'Épinette et de Sapin baumier. C'est là une autre façon d'utiliser une matière première de qualité inférieure pour la production d'une pâte mécanique acceptable.

Lorsqu'une usine doit utiliser un pourcentage plus élevé de copeaux de Tremble ou de Bouleau blanc, il faut envisager sérieusement la production des pâtes chimicomécaniques (PCM) décrites au chapitre 3.2.2.

La PTM a un rendement d'environ 94 p. 100 et les données publiées sur les quantités de DBO évacuées varient d'environ 15 kg/t à 35 kg/t. Cette grande différence est due en partie aux conditions variables du procédé, mais elle tient aussi à la façon de calculer la charge en DBO des opérations de fabrication de pâte et de papier d'une usine à l'autre. Cela est l'origine d'une certaine confusion dans la documentation.

La PTM exige de 30 à 50 p. 100 d'énergie supplémentaire, par rapport à la pâte mécanique ordinaire pour atteindre un indice de raffinage donné. Cependant, environ 2,3 tonnes de vapeur sont produites pour chaque tonne de fibres produites. Lorsque cette vapeur est récupérée, le système réalise un important profit à cause de la consommation énergétique élevée. Il existe deux types principaux de systèmes.

Dans le premier, la vapeur récupérée est utilisée pour chauffer une solution d'eau et de glycol et cette chaleur récupérée est ensuite utilisée pour réchauffer l'air frais, l'eau froide et l'eau blanche entrant dans le système. Le principal inconvénient provient du fait que ce système ne donne son plein rendement que pendant l'hiver.

L'autre système utilise un échangeur de chaleur pour produire de la vapeur propre à partir de la vapeur contaminée et il est utilisé dans les sécheurs de machines à papier. C'est le système le plus efficace et il faut considérer les points suivants afin d'en tirer le plus d'avantages possible:

i) Étant donné que le coefficient de transfert de la chaleur de la vapeur dépend grandement de la teneur en air de la vapeur, il est essentiel que la contamination de l'air soit maintenue à un minimum absolu.

ii) Pour obtenir une récupération maximale de chaleur, les deux stades de raffinage doivent avoir lieu sous pression. Cela s'appelle un système en tandem et la qualité de la pâte ne s'en trouve pas diminuée.

iii) Il a été démontré qu'il est possible de porter la pression dans le raffineur d'une valeur normale de 100 à 150 kPa à 250 à 300 kPa pour obtenir une meilleure récupération de chaleur sans modifier sensiblement les caractéristiques de la pâte, à condition que le temps et la pression du préétuvage soient réduits respectivement de deux minutes et de 60 à 100 kPa.

Cette vapeur récupérée passe ensuite dans un simple échangeur de chaleur et, dans certains cas, la vapeur propre ainsi produite est utilisée directement dans les sécheurs de la machine à papier à 220 à 230 kPa. Dans d'autres cas, la vapeur propre passe dans un compresseur pour porter la pression au niveau désiré.

L'énergie récupérée peut suffire à ramener les coûts énergétiques nets de la PTM à des valeurs correspondant au moins à celles de la production de pâtes mécaniques ordinaires. Les systèmes de récupération de chaleur augmenteront très peu la DBO de l'effluent de l'usine, probablement de moins de 2 kg/t.

Un nouveau système qui n'a pas encore été installé au Canada s'appelle PPMR. Contrairement au PTM, ce système utilise le préétuvage à une pression atmosphérique normale et seul le raffinage se fait sous pression. Des données provisoires ont indiqué des économies d'énergie de raffinage comparativement au procédé PTM et que le PPMR est une solution rentable de raffinage.

La DBO et la toxicité des effluents de la fabrication de pâtes thermomécaniques sont de 50 à 100 p. 100 plus importantes que dans le cas des effluents de la pâte mécanique ordinaire. Cependant, étant donné que la PTM utilisée pour remplacer la pâte mécanique ordinaire dans la fabrication de papier journal permet l'élimination d'une certaine quantité de pâte au sulfite, sinon de toute celle-ci, la tendance vers une production accrue de PTM a donné lieu à d'importantes réalisations au chapitre de la qualité des effluents des usines de papier journal, comme l'indique le chapitre 7. La tendance actuelle au remplacement de la pâte mécanique ordinaire et de la pâte au sulfite par la PTM entraîne également une réduction des matières en suspension évacuées, en partie parce que la rétention des fibres de PTM sur les ramasse-pâte et les épaississeurs de pâte est meilleure que dans le cas de la pâte mécanique, et en partie parce que les usines de PTM ont généralement de l'équipement moderne comme des classeurs sous pression, des épaississeurs à disques et une instrumentation efficace.

3.1.3 Pâte mécanique sous pression. - La pâte mécanique sous pression (PMSP) est une réalisation relativement récente. Ce procédé ressemble à celui de la pâte mécanique ordinaire, mais il comprend un défibrage des billes sous pression. Les besoins énergétiques et la DBO évacuée sont moindres que dans le cas de la PTM et sont comparables à ceux de la pâte mécanique ordinaire.

La qualité de la pâte est supérieure à celle de la pâte mécanique ordinaire, mais inférieure à celle de la PTM. Le tableau 10 compare la pâte mécanique ordinaire et la

TABLEAU 10 COMPARAISON DE LA PÂTE MÉCANIQUE ORDINAIRE ET DE LA PÂTE MÉCANIQUE SOUS PRESSION (Épinette/Sapin baumier)

	PMO	PMSP
Indice de raffinage, NCR	55	59
Longueur de rupture (m)	3 110	3 560
Indice de déchirure	3,5	5,4
Indice d'éclatement	1,4	1,7
Blancheur (°ISO)	61,3	60,7
Énergie (GJ/kg)	6,19	6,15

pâte mécanique sous pression produite à partir d'un mélange composé par moitié de Sapin baumier et d'Épinette, dans une usine des États-Unis. Un système de ce type est exploité aux États-Unis et cinq en Europe.

3.2 Pâte au sulfite

3.2.1 Réalisations dans la fabrication des pâtes. - Il y a eu une diminution légère, mais constante, de la production de pâte au sulfite depuis le milieu des années 1970. La plupart des usines de pâte au sulfite à faible rendement intégrées aux usines de papier journal ont été converties en usines à rendement élevé (de 60 à 85 p. 100), certaines utilisant le procédé nouvellement mis au point mentionné au chapitre 3.2.2 ci-dessous. Les usines classiques à faible rendement, comptant généralement pour environ 50 p. 100, ont très peu changé, mais les autres usines ont installé de meilleurs systèmes de contrôle du procédé et la plupart se sont équipées de systèmes de récupération chimique, principalement à la suite de pressions de groupes environnementaux.

La fabrication de pâte au sulfite en milieu alcalin avec un catalyseur de type anthraquinone a été proposée, mais aucune installation commerciale n'a été prévue au moment de la rédaction du présent rapport (16, 17, 18, 19, 20).

3.2.2 Pâte au sulfite à rendement très élevé. - La demande de papier journal plus résistant et la préoccupation accrue pour la protection de l'environnement ont forcé plusieurs compagnies canadiennes à mettre au point des procédés de fabrication de pâte à très haut rendement incorporant un traitement chimique avant, pendant et après le

raffinage. L'objectif de toutes ces pressions est de supprimer la fibre de pâte chimique classique utilisée pour la production de papier journal de façon à pouvoir continuer à utiliser la pâte mécanique ordinaire. Chaque combinaison de procédés possède des avantages et des inconvénients, et le choix d'un procédé plutôt qu'un autre, pour une usine donnée, dépendra de ces exigences et préférences.

Quelques-unes des caractéristiques de ces pâtes sont comparées au tableau 11 (12) et les caractéristiques importantes des procédés sont étudiées ci-après. À l'exception du procédé Opco, ils ont tous été utilisés avec succès dans des exploitations commerciales et les techniques d'exploitation sont maintenant au point, bien que des expériences additionnelles ne manquent pas d'apporter des modifications à ces procédés relativement jeunes. Le procédé Opco a été éprouvé au cours d'essais commerciaux et l'exploitation d'un système de 250 t/d doit débuter au Québec vers la fin de 1983.

Les données sur la DBO et le rendement disponibles pour ces procédés de fabrication de pâte ont tendance à varier considérablement en raison de la difficulté d'obtenir des mesures précises du rendement et des méthodes diverses de calcul des émissions de DBO par les opérations de fabrication de pâte et des usines de papier.

TABLEAU 11 CARACTÉRISTIQUES DES PÂTES AU SULFITE À TRÈS HAUT RENDEMENT (Épinette) (21)

	Consolidated Bathurst	PIC	Price Abitibi	Opco	PTM type
Na_2SO_3, sur bois (%)	6	4-7	4	7-12	0
pH	4,5	9,5	5	4,5-9,5	7
Température de réaction (°C)	147	150	100	135-170	135
Temps de réaction (h)	4	0,5	0,5	0,5	0,05
Rendement sur bois (%)	80-85	88	94	90	95
Énergie du raffineur (MWh/t)	0,6	1,8	2,2	1,8	2,7
Indice de raffinage (NCR)	600	300	100	187	125
Indice d'éclatement ($Kpa.m^3/g$)	3,3	3,4	3,4	3,3	2,6
Indice de déchirure ($mN.m^2g$)	11,4	8,1	7,3	8,0	8,8
DBO_5 de l'effluent (kg/t)	100	80	20	50	20

Le système de la Consolidated-Bathurst est un procédé de fabrication de pâte au bisulfite à rendement très élevé, de l'ordre de 85 p. 100 (22).

Le procédé PIC - PCMS - comprend une cuisson au sulfite de sodium en continu à rendement élevé qui peut se faire en phase liquide ou en phase vapeur (23, 24, 25). Trois systèmes sont en exploitation au Canada.

Le procédé Price-Abitibi consiste à vaporiser une solution de sulfite de sodium sur des copeaux fractionnés, à chauffer à la vapeur le produit ainsi traité à environ 100 °C pendant 15 à 30 minutes et à le raffiner ensuite (26).

Le procédé Opco consiste en un traitement de la PTM au sulfite de sodium, soit entre le premier et le second stade de raffinage, soit après le second stade (27).

D'autres ouvrages ont indiqué que le traitement au sulfite de sodium avant la PTM permet de grandement améliorer la blancheur de la pâte, ses caractéristiques de résistance et l'opération de raffinage (28).

Certains traitements chimiques rendent également possible l'utilisation de ces pâtes à rendement très élevé pour la fabrication de papier de meilleure qualité, de produits sanitaires, etc. On ne connaît pas encore toutes leurs possibilités, mais celles-ci sont très importantes. En général, ils remplacent actuellement certaines pâtes à faible rendement, permettant de réduire la DBO de l'effluent et de mieux utiliser la matière première.

Les procédés susmentionnés utilisent des conifères. L'utilisation de feuillus nécessite des procédés différents, selon l'utilisation finale désirée. Le Peuplier et le Bouleau blanc produisent des pâtes mécaniques très peu résistantes et l'application de la PTM n'améliore que très peu la qualité de la pâte. Cependant, un prétraitement chimique de ces copeaux améliore considérablement les caractéristiques de la pâte au point qu'elle peut être utilisée pour approvisionner les usines de papier. Ce procédé s'appele le PCM et il comprend une préimprégnation des copeaux à l'aide d'une solution d'hydroxyde de sodium et de sulfite de sodium. L'imprégnation se fait à une température de 80 à 90 °C à la pression atmosphérique ou sous une pression de 300 à 350 kPa. Les deux stades de raffinage se font à la pression atmosphérique. L'utilisation du raffinage sous pression, comme dans le cas de la PTM, n'a aucun effet marquant sur les caractéristiques de résistance de la pâte, mais elle a tendance à donner une plus faible teneur en éclats.

Le tableau 12 indique l'effet de l'imprégnation chimique es copeaux de Peuplier et de Bouleau blanc, comparativement aux copeaux non traités chimiquement. Les traitements chimiques améliorent les caractéristiques de la pâte et réduisent du même

TABLEAU 12 CARACTÉRISTIQUES DES PÂTES CHIMICOMÉCANIQUES DE FEUILLUS (29)

Type de pâte	Peuplier			Bouleau blanc	
	PMO[a]	PTM	PCM[b]	PRM	PCM[c]
NaOH sur bois (%)	-	-	1,7	-	1.6
Na_2SO_3 sur bois (%)	-	-	1,9	-	2.2
Énergie (kWh/t)	-	1660	1110	1780	1100
Indice de raffinage (NCR)	80	86	91	139	81
Main (cm^3/g)	2,35	2,25	2,12	3,28	2,52
Indice d'éclatement ($kPa.m^3/g$)	0,8	1,1	1,6	0,1	1,7
Indice de déchirure ($mN.m^2/g$)	3,7	4,3	6,0	2,2	6,3
Longueur de rupture (m)	2600	3000	4400	1000	3800
Extension (%)	1,3	1,3	1,6	-	-
Blancheur G.E.	61,2	61,2	59,0	53,0	52,0
Opacité (%)	98,9	96,3	92,9	96,0	86,0

[a] PMO: pâte mécanique ordinaire
[b] imprégnation de 15 minutes à 77 °C et 350 kPa
[c] imprégnation de 15 minutes à 84 °C et 300 kPa

coup l'énergie nécessaire pour atteindre un indice de raffinage donné. Le procédé des copeaux est utilisé avec succès aux États-Unis depuis le milieu des années 1960 et la première usine de PCM au Canada alimentée aux copeaux de peuplier est à présent exploitée.

Le rendement de la pâte est d'environ 92 p. 100 et les émissions de DBO varient de 30 à 50 kg/t. L'utilisation d'hydroxyde de sodium est le principal facteur améliorant les propriétés de résistance et la réduction de la consommation énergétique tandis que le sulfite de sodium est principalement utilisé pour conserver la blancheur de la pâte (29). L'absorption optimale de produits chimiques de la production de papier journal est d'environ 2 p. 100 d'hydroxyde de sodium et 2 p. 100 de sulfite de sodium. Des doses plus fortes donneraient une résistance supérieure aux dépens d'une opacité inférieure ou d'une plus grande transparence.

À condition qu'elle soit produite à partir de copeaux frais et propres de Peupliers sains, la PCM à base de Peupliers réagit très bien au blanchiment au peroxyde. Elle peut être blanchie de façon à obtenir une plus grande blancheur que la PTM à base d'Épinettes avec la même dose de produits chimiques.

Lorsqu'il faut des pâtes de feuillus plus résistantes, comme pour remplacer la pâte kraft de feuillus, ces pâtes peuvent être obtenues par la cuisson des copeaux de feuillus avec du sulfite de sodium pour obtenir un rendement de 80 à 85 p. 100.

3.3 Réduction du bois en pâte kraft

Le Canada continue de fabriquer surtout de la pâte chimique kraft; plusieurs nouvelles usines ont été construites et plusieurs anciennes usines ont été modernisées ou agrandies. Les principales réalisations furent le perfectionnement et l'application plus étendue de procédés et d'équipements mis au point au cours des années 1960, période au cours de laquelle d'importants changements ont été apportés à la fabrication des pâtes mécaniques et des pâtes au sulfite. De nombreuses usines de pâte kraft installent maintenant des systèmes de pelliculage pour les condensats contaminés du lessiveur et de l'évaporateur, comme le décrit le chapitre 4, et la tendance actuelle est d'accroître l'efficacité des piles laveuses de pâte écrue.

3.3.1 Lessiveurs. - Presque toutes les nouvelles installations de fabrication de pâte utilisent des lessiveurs en continu lavant toute la pâte. Kamyr en est le principal fournisseur, c'est pourquoi sa raison sociale est utilisée fréquemment pour décrire les lessiveurs en continu, et sa marque déposée "Hi-Heat Washing" désigne le procédé de lavage dans le lessiveur décrit à la section 3.3.3.

Les gaz d'un lessiveur en continu sont émis à un débit constant, ce qui facilite leur récupération et leur incinération, et la quantité des condensats contaminés produits par les lessiveurs en continu est inférieure à celle des lessiveurs en discontinu. Les lessiveurs en continu utilisent moins de vapeur que les lessiveurs en discontinu et consomment donc moins de combustibles fossiles.

Le lessiveur est le coeur du procédé de fabrication de la pâte, mais il a relativement peu de répercussions directes sur l'environnement. Bien que le procédé en continu soit plus souple et décharge moins de liqueur noire que le procédé en discontinu, la qualité de la conception et de l'exploitation quotidiennes a un effet beaucoup plus important sur la qualité de l'effluent et des émissions atmosphériques que le choix entre les lessiveurs en continu et en discontinu.

3.3.2 Récupération de la chaleur des lessiveurs en discontinu. - Plusieurs usines ont installé de nouveaux systèmes plus efficaces pour condenser la vapeur évacuée par les lessiveurs en discontinu et récupérer leur valeur calorifique sous forme d'eau chaude. Ces usines utilisent des techniques classiques mais elles sont généralement plus importantes que les anciennes. Au moins une usine utilise la chaleur récupérée pour évaporer la liqueur noire diluée. De tels systèmes ont peu d'effets directs sur l'environnement, mais toute installation d'un système d'incinération des gaz non condensables de soufre total réduit (STR) doit prévoir un moyen efficace de condensation de toute la vapeur de soufflage.

3.3.3 Lavage par diffusion dans les lessiveurs en continu. - Depuis environ 1970, une pratique courante consiste à incorporer aux lessiveurs Kamyr des systèmes de lavage par diffusion connus sous le monde "Hi-Heat Washing", les installations les plus récentes étant conçues avec des temps de contact plus longs de façon à accroître l'efficacité de la lessive.

La figure 4 illustre un lessiveur Kamyr équipé d'une zone interne de lavage. Les copeaux descendent de la zone de cuisson à la zone de lavage. La liqueur de lavage va de la zone de soufflage à la zone de lavage au fond du lessiveur et elle s'écoule vers le haut, dans le sens contraire des copeaux qui descendent. La liqueur est d'abord récupérée dans l'ensemble de classeurs périphériques au fond de la zone de lavage, elle est chauffée par un système d'échangeurs de chaleur et réintroduite dans le centre de la colonne de copeaux par une canalisation centrale suspendue près de l'extrémité supérieure du lessiveur. Cette circulation a pour but de répartir uniformément la liqueur de lavage et d'améliorer également l'efficacité du lavage, étant donné que les températures supérieures augmentent la vitesse de diffusion des produits chimiques hors des copeaux cuits.

La liqueur de cuisson épuisée et la liqueur de lavage s'écoulant vers le haut sont évacuées des deux ensembles de classeurs d'extraction à l'interface, entre la zone de cuisson et la zone de lavage. Quelquefois, une partie de la liqueur du classeur inférieur est renvoyée dans le système comme courant de refroidissement rapide pour obtenir un arrêt plus net et uniforme dans la zone de cuisson.

Les zones de lavage sont généralement conçues pour un temps de contact de 1, 1 1/2 ou 4 heures, et la température normale est d'environ 125 à 140 °C.

3.3.4 Anthraquinone. - Vers la fin des années 1970, certaines publications indiquaient que l'addition de faibles quantités d'anthraquinone augmente la vitesse de réaction de la

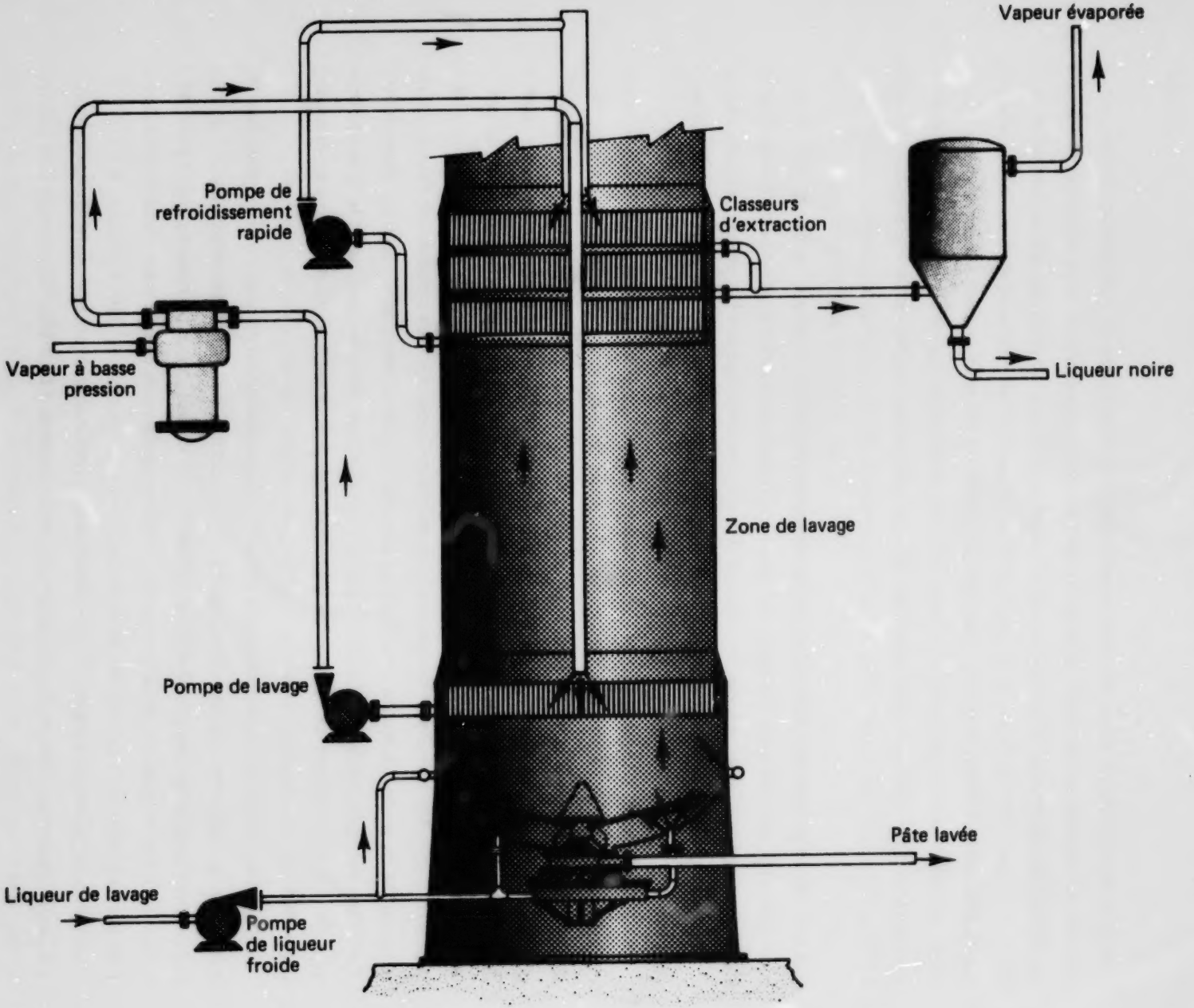


FIGURE 4 **Lavage à forte température (système Hi-Heat de Kamyr)**

pâte kraft classique et augmente le rendement sans diminuer pour autant les propriétés de la pâte. La plupart des études préliminaires avaient été faites par le Dr Holton de Canadian Industries Ltd (30), mais la recherche faite par d'autres chercheurs et un certain nombre d'exploitations commerciales ont confirmé ses conclusions (16). L'anthraquinone fonctionne comme un catalyseur dans la réaction de délignification et permet la combinaison des améliorations suivantes:

- accroissement du rendement de l'ordre de quelques dixièmes;
- réduction de la consommation en produits chimiques de l'ordre de 1 à 2 p. 100;
- accroissement du taux de production;
- baisse des températures de cuisson nécessaires (donc, réduction de la consommation d'énergie).

Ces variables sont interchangeables, comme dans le cas de la fabrication classique de pâte kraft sans anthraquinone, et ainsi les gestionnaires d'usine peuvent utiliser la combinaison qui répond mieux à leurs besoins.

Toute augmentation du rendement ou toute réduction de la consommation de produits chimiques entraîneront automatiquement une réduction de la charge de la chaudière de récupération, ce qui permet la récupération et l'incinération des matières organiques qui, sinon, seraient évacuées dans les égouts. Une augmentation de la production de pâte accroîtrait la DBO et la toxicité de l'effluent si la pile laveuse de pâte écrue ou l'atelier de récupération ne pouvaient pas traiter la quantité additionnelle de matières solides de la liqueur noire produite.

Des modifications plus radicales du procédé de fabrication de pâte kraft basées sur les propriétés de l'anthraquinone ont été proposées mais n'ont pas encore atteint le stade de l'application commerciale. Ces modifications comprennent l'élimination du soufre dans le procédé, ce qui permettrait de résoudre le problème d'odeurs des usines kraft et réduirait probablement la toxicité de l'effluent.

Un certain nombre de chercheurs ont étudié les risques d'effets nuisibles pour l'environnement qu'entraînerait l'utilisation de l'anthraquinone mais n'en ont trouvé aucun. L'anthraquinone a été très répandue dans l'industrie textile, où elle a servi d'intermédiaire dans la fabrication de teintures pendant un certain nombre d'années, et en quantités supérieures à celles utilisées actuellement dans l'industrie des pâtes, sans aucun problème environnemental. Son utilisation dans la fabrication des pâtes a été approuvée par Santé et Bien-être Canada, par l'Environmental Protection Agency et la Food and Drug Administration des États-Unis.

L'utilisation actuelle de l'anthraquinone dans le but d'obtenir de légères améliorations dans les usines de pâte se poursuivra vraisemblablement et augmentera probablement dans un proche avenir. Cependant, toute prévision en ce qui a trait à la possibilité de voir un procédé de fabrication de pâte à base d'anthraquinone utilisé pour remplacer la pâte kraft serait purement hypothétique à l'heure actuelle.

3.4 Fabrication de pâte mi-chimique au sulfite neutre

Le seul progrès récent dans le domaine des pâtes mi-chimiques au sulfite neutre (SCSN) qui représente un certain intérêt pour l'environnement est l'utilisation des liqueurs de cuisson non sulfurées. Cela permet l'utilisation d'une chaudière relativement simple, à lit fluidisé, pour l'incinération de la liqueur usée, en vue d'obtenir du carbonate de sodium et d'éliminer la DBO de cette source. Le carbonate de sodium sert à régénérer la liqueur de cuisson, évitant du même coup le problème de l'élimination qui se pose lorsque la liqueur résiduelle de la SCSN classique est incinérée.

La plupart des usines de pâte SCSN du Canada ont adopté un procédé de recyclage intégré en tant que principale mesure de contrôle de l'effluent, et l'usine la plus récente est équipée d'un incinérateur de liqueur à lit fluidisé.

4 RÉCUPÉRATION CHIMIQUE

4.1 Généralités

Les systèmes de récupération chimique sont composés de plusieurs évaporateurs de liqueur noire, d'une chaudière de récupération, d'un système de recaustification et d'un four à chaux (ou four de grillage), avec l'équipement auxiliaire nécessaire, et les dispositifs de protection environnementale qui s'y rattachent directement. Le système de récupération chimique convertit les liqueurs résiduaires de la mise en pâte en produits chimiques et en vapeur utiles dans la mise en pâte. Au Canada, la récupération chimique est pratiquée dans toutes les usines de kraft et dans un nombre limité d'autres types d'usines de pâte chimique. Étant donné que 90 p. 100 des systèmes de récupération chimique dans l'industrie des pâtes et papiers sont dans les usines de papier kraft, le présent chapitre en traite en détail. Une courte étude de l'état des connaissances en matière de procédés de récupération lui fait suite.

En partie pour des raisons économiques et en partie à cause de pressions environnementales, la tendance générale a été d'augmenter la capacité des ateliers de récupération par rapport à la capacité de production des usines de pâte. Les techniques de base et les méthodes de protection environnementale sont décrites à la référence 6, mais elles sont certainement déjà bien connues de la majorité des lecteurs.

4.2 Évaporateurs

Au Canada, toutes les chaudières de récupération des usines de kraft utilisent un évaporateur à effets multiples pour concentrer la liqueur avant de l'acheminer dans la chaudière de récupération. Les chaudières de récupération les plus récentes sont conçues pour minimiser la quantité de liqueur restant dans les condensats et, pratiquement, tous les systèmes récents utilisent un condenseur à surface d'échange au lieu d'un condenseur à pression classique pour condenser la dernière vapeur produite, ce qui diminue le volume de l'effluent et facilite le captage des condensats contaminés lorsqu'on souhaite les séparer pour en extraire certaines substances ou s'en servir à autres fins. Ce condenseur récupère également la chaleur sous forme d'eau chaude qui peut être utilisée efficacement si elle est intégrée de la façon appropriée dans la conception de l'usine. Certains systèmes récents utilisent un condenseur à deux étages dont les températures sont contrôlées de façon que les condensats contaminés soient concentrés dans un seul courant, ce qui diminue, le cas échéant, le volume du condensat à nettoyer par extraction.

Parce que les chaudières modernes de récupération doivent être alimentées en une liqueur noire contenant environ 65 p. 100, et non 50 p. 100 de matières comme dans le cas des chaudières classiques, la plupart des évaporateurs installés depuis 1969 comprennent un concentrateur qui constitue effectivement un évaporateur à circulation forcée comprenant des dispositifs lui permettant d'éviter l'encrassement et de traiter les liqueurs noires qui contiennent plus de 50 p. 100 de matières et qui sont très visqueuses.

Au cours des cinq dernières années, plusieurs innovations ont été introduites afin de diminuer l'énergie consommée par l'évaporation de la liqueur; ce sont notamment l'utilisation de la chaleur qui serait sinon perdue, au lieu de produire de la vapeur comme source d'énergie, une série d'évaporateurs sous vide montés sur les évents des réservoirs évaporateurs des lessiveurs en continu et des évaporateurs à film tombant, qui ont remplacé le modèle classique à longs tubes verticaux (LTV). Ces innovations n'ont aucun effet direct sur les effluents déversés dans l'environnement. Certaines mesures diminuant les coûts de l'évaporation permettent toutefois d'utiliser des facteurs plus forts de dilution dans le lavage de la pâte, ce qui diminue le débit de matières solides résiduelles de la liqueur noire déversée dans l'égout.

Dans quelques cas, des systèmes de lavage du condensat ont été intégrés dans des systèmes d'évaporateurs à effet multiple. Ils utilisent essentiellement les surfaces intermédiaires d'échange de la vapeur et de la chaleur de l'évaporateur et procurent par conséquent certaines économies en coûts énergétiques et en immobilisations. Il est toutefois commun qu'un système évaporateur d'usine soit arrêté pendant quelques heures alors que les lessiveurs continuent à fonctionner, ce qui oblige à entreposer le condensat ou à prendre d'autres mesures qui sont susceptibles d'annuler les avantages de ces systèmes.

4.3 Chaudières de récupération

4.3.1 Conception. - Autrefois, en Amérique du Nord, les chaudières de récupération comportaient des évaporateurs à contact direct montés dans le conduit d'évacuation pour porter de 50 p. 100 à environ 66 p. 100, par contact avec le gaz de combustion, la concentration de matières solides sèches contenues dans la liqueur noire, ce qui diminuait de beaucoup les émissions de soufre total réduit (STR), sauf si la liqueur noire était réellement oxydée pour ramener à moins de 0,15 g/l sa teneur en sulfure de sodium. Ce type de chaudière de récupération est fréquemment qualifié de "classique" parce qu'il était le modèle communément utilisé vers 1940 jusqu'à 1969 environ. Ce

qualificatif devient assez trompeur parce qu'au Canada la moitié environ de la liqueur noire est aujourd'hui traitée dans les chaudières de conception plus moderne dégageant peu d'odeur, et dont il est question ci-dessous, et que presque toutes les chaudières de récupération vendues depuis 1970 ont été des chaudières de ce dernier type.

La conception de la "chaudière de récupération dégageant peu d'odeur" est née à la fin des années 1960 pour éviter le problème des émissions de STR produites par l'évaporateur à contact direct. Ce système ne comprend pas d'évaporateur à contact direct et exige par conséquent que la liqueur fournie ait une teneur d'environ 65 p. 100 en matières solides sèches. Ces chaudières comportent des récupérateurs de chaleur dont la capacité est relativement grande et qui récupèrent la chaleur qui aurait, dans les modèles classiques, été récupérée dans l'évaporateur à contact direct en chauffant l'eau d'alimentation de la chaudière. Bien que ce modèle élimine la production d'émissions de STR dans l'évaporateur à contact direct, il est encore possible que cette chaudière produise elle-même du STR gazeux si elle est surchargée ou mal réglée. Les systèmes de récupération qui ne comprennent pas d'évaporateur à contact direct ont une efficacité thermique plus grande que le type classique d'évaporateur à contact direct, mais leur coût est un peu plus élevé. Ces chaudières sont généralement désignées par des termes tels que "chaudières à récupérateur de chaleur améliorées", ou "chaudières dégageant peu d'odeur".

Il a été prouvé que les chaudières de récupération classiques et celles qui dégagent peu d'odeur permettent de respecter les règlements actuels sur les émissions de STR au Canada et à l'étranger, à condition qu'elles ne soient pas surchargées et que leur instrumentation et méthodes d'exploitation soient toutes adéquates.

Un grand nombre d'anciennes chaudières de récupération sont de trop faible capacité et leurs conditions d'exploitation ne peuvent pas être suffisamment contrôlées pour éviter que la teneur des émissions en STR atteigne plusieurs centaines de parties par million, même si l'oxydation de la liqueur noire est efficace.

Au cours des vingt dernières années, la capacité maximale réelle des chaudières de récupération est passée de quelques centaines de tonnes de pâte par jour à environ 1500 t/d. Bien que cette augmentation n'ait aucun effet direct sur l'environnement, elle facilite l'installation de systèmes automatiques de contrôle efficaces, notamment le contrôle par ordinateur qui peut modifier les paramètres d'exploitation pour minimiser les émissions de particules et de STR.

4.3.2 Contrôle des émissions particulaires. - Une proportion importante des sels de sodium contenus dans la liqueur noire est acheminée avec le gaz de combustion jusqu'au

conduit d'évacuation de la chaudière, principalement à l'état de sulfate de sodium, mais également à l'état de carbonate de sodium contenant de petites quantités d'autres sels de sodium. Les chaudières de récupération doivent par conséquent être munies de dispositifs efficaces de contrôle des émissions pour être conformes aux règlements en vigueur et récupérer les produits chimiques que ces émissions contiennent. Il est économiquement intéressant de récupérer 95 p. 100 environ de la matière particulaire à cause de sa valeur chimique, mais il faut une efficacité beaucoup plus grande pour que ces émissions correspondent aux exigences réglementaires.

Pratiquement, toutes les chaudières de récupération modernes sont équipées d'épurateurs électrostatiques et la plupart de celles qui ont été installées récemment respectent les règlements actuels. Il existe des épurateurs électrostatiques dont l'efficacité nominale est de 99,7 p. 100 en présence des gaz de combustion des chaudières de récupération. L'expérience a montré qu'il est difficile et coûteux de maintenir à long terme des efficacités très supérieures à 99 p. 100, bien que de nombreuses usines ayant des épurateurs très efficaces comme seuls dispositifs de contrôle des émissions particulaires émettent moins de 250 mg/m^3std (mètre cube standard; voir annexe). La dimension, la consommation d'électricité et le coût en immobilisations des épurateurs augmentent rapidement s'il faut obtenir les fortes efficacités spécifiées.

Plusieurs usines ont installé récemment des laveurs de gaz en série et un épurateur électrostatique d'une efficacité faible ou modérée, en général pour pallier l'insuffisance de leur contrôle des émissions particulaires. Le milieu de lavage est recyclé jusqu'à ce que la teneur en sels de sodium du sous-écoulement soit suffisamment forte pour qu'il puisse être recyclé dans les systèmes de liqueur verte ou de liqueur noire peu concentrée. S'ils sont conçus de la façon appropriée, ces laveurs peuvent récupérer environ 2 GJ/t de pâte à l'état de chaleur dans de l'eau chaude et diminuer les émissions particulaires jusqu'à moins de 200 mg/m^3std. Pour récupérer cette énergie et éviter qu'elle soit perdue dans les évaporateurs, il est nécessaire que le circuit d'eau du laveur de gaz soit intégré convenablement au système d'eau chaude et de vapeur de l'usine. La figure 5 illustre un laveur de gaz d'une chaudière ordinaire de récupération, mais il en existe d'autres et certaines usines ont conçu et construit leur propre système. En général, les laveurs de gaz respectent les limites réglementaires rigoureuses avec une plus grande marge de sécurité que les épurateurs électrostatiques. Le plus grand inconvénient d'un laveur, du point de vue environnemental, si on le compare à un épurateur, est le panache très visible de vapeur d'eau qu'il produit, qui est souvent considéré à tort comme

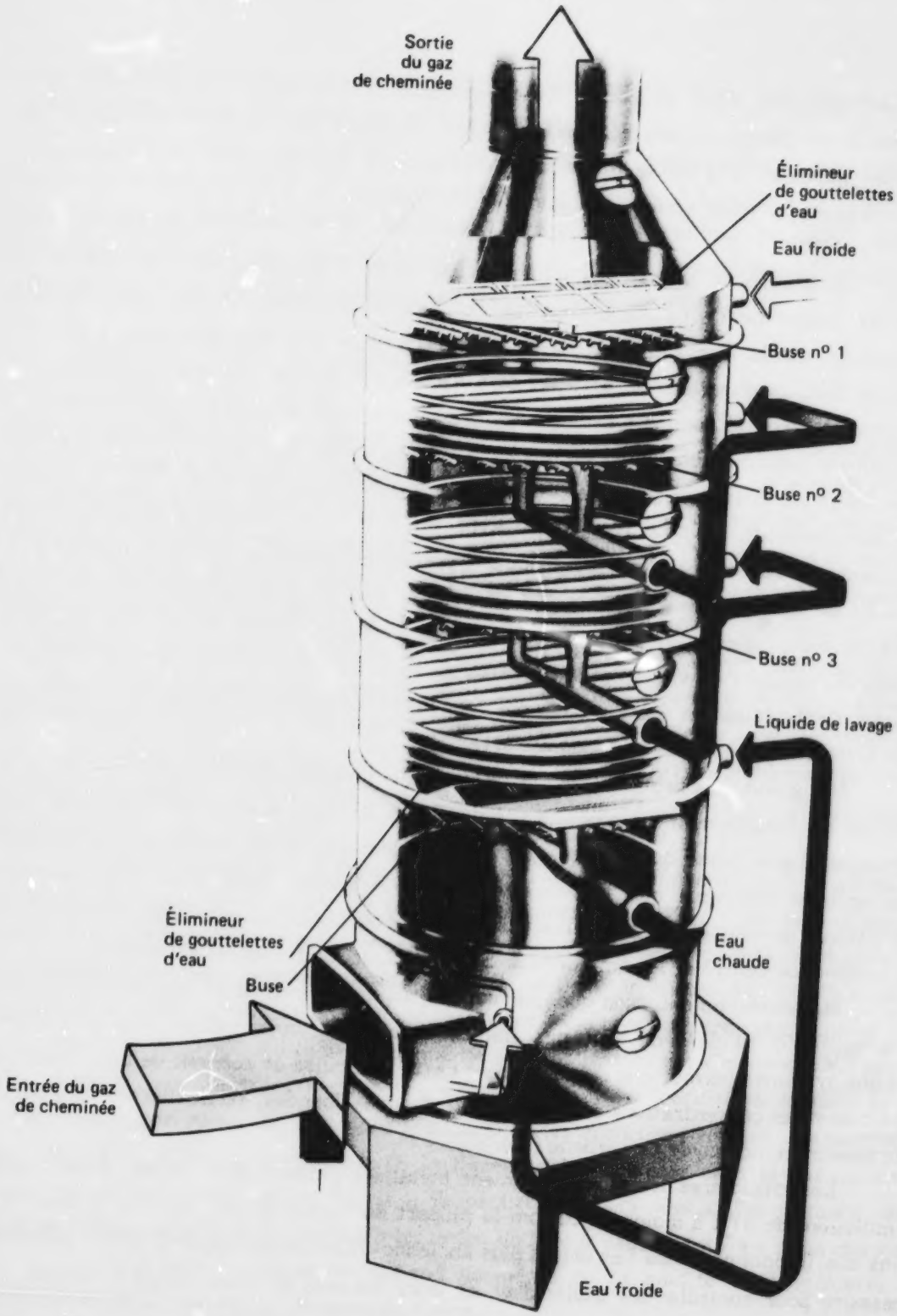


FIGURE 5 **Laveur élimineur des matières particulaires pour chaudière de récupération (Flakt Canada Ltd.)**

"polluant" par le public et risque d'être assujetti à des limites de visibilité si la topographie et l'emplacement sont défavorables. La dispersion relativement faible des émissions gazeuses à la faible température des laveurs doit être prise en considération lors de la conception des systèmes de contrôle des odeurs.

4.3.3 Contrôle à la source des émissions de STR. - Les émissions de STR de la chaudière proprement dite dépendent de ses conditions d'exploitation. La première condition est que la teneur en oxygène du gaz de cheminée doit être supérieure à 2 p. 100 et, de ce fait, la chaudière ne doit pas être surchargée. Il est à présent généralement admis que la capacité nominale indiquée sur la plaque signalétique de la chaudière, qui est normalement exprimée en tonnes de matières solides sèches par jour, contenues dans la liqueur noire ne constitue qu'une approximation du pouvoir qu'elle a de brûler la liqueur noire sans produire de très fortes émissions de STR. Ces capacités nominales sont invariablement basées sur une liqueur noire hypothétique ayant un pouvoir calorifique de 15,1 GJ/t de matières solides, alors que ce pouvoir est, en pratique, variable. Certains autres facteurs jouent un rôle mineur dans la capacité réelle de la chaudière et, finalement, du point de vue environnemental, la seule donnée à utiliser est son émission mesurée. Certains autres facteurs non environnementaux peuvent imposer une contrainte moins forte à la capacité de la chaudière (31).

Un grand nombre d'usines modernes ont installé certains instruments pour surveiller continuellement les concentrations de STR, ce qui est souhaitable et utile pour l'opérateur, étant donné que le réglage du fonctionnement de la chaudière a une grande importance si l'on veut que les émissions de STR soient faibles, et qu'un système informatique de contrôle de ces émissions doit recevoir continuellement des données pour être à même de contrôler les émissions de STR en manipulant d'autres variables.

Malheureusement, bien que commercialisés depuis plus de 10 ans, les instruments de surveillance du STR ne sont pas fiables et exigent un entretien disproportionné. Certains systèmes permettent de contourner cette difficulté et donnent de bons résultats en calculant les concentrations de STR à partir d'autres données, particulièrement à partir de la teneur en monoxyde de carbone (32).

Les chaudières les plus récemment installées peuvent être réglées pour limiter les émissions de STR à moins de 20 ppm la plupart du temps et, en moyenne, à beaucoup moins que 10 ppm par jour. Les unités plus anciennes n'ont habituellement pas la précision nécessaire pour contrôler les débits d'air et leurs vitesses internes visant à obtenir ces

concentrations, mais un grand nombre d'entre elles peuvent être réglées pour produire moins de 100 ppm de STR si elles ne sont pas surchargées.

Les émissions éventuelles de l'évaporateur par contact direct dépendent de la teneur en sulfure de sodium de la liqueur noire et s'ajoutent aux émissions de la chaudière pour former les émissions de la cheminée. Cette teneur en sulfure de sodium doit être inférieure à 0,15 g/l pour que les concentrations de STR émises soient inférieures à 20 ppm; ceci exige que la liqueur noire soit très efficacement oxydée.

4.3.4 Contrôle des émissions de STR par des laveurs. - Les laveurs étudiés dans la section 4.3.2 pour le contrôle des émissions particulaires éliminent également plusieurs points de pourcentage du STR des gaz de cheminée. Lorsqu'on veut éliminer une quantité importante du STR du gaz de cheminée, le processus de lavage Paprican mis au point par l'Institut de recherche de l'industrie des pâtes et du papier du Canada est fréquemment utilisé. Il est basé sur l'utilisation d'hydroxyde de sodium additionné d'une petite quantité de charbon activé, comme milieu de lavage (33, 34, 35). L'équipement utilisé varie selon les fournisseurs qui ont obtenu un permis pour utiliser ce processus et la figure 6 montre un exemple d'équipement récemment installé au Canada. Teller, l'autre fournisseur principal, utilise le même type de processus, mais une disposition différente du laveur, comme l'indique la figure 7. Une installation canadienne de ce type est étudiée dans la référence 36.

Ce procédé permet de récupérer environ 2 GJ/t de pâte sous forme d'eau chaude, ainsi que certains sels de sodium, et diminuer les émissions de STR. C'est le seul procédé qui se soit avéré capable de modérer les émissions de STR d'une chaudière de récupération surchargée et il est le plus courant dans de telles circonstances. L'efficacité de l'élimination dépend des conditions d'exploitation et de la conception de la cheminée, mais peut atteindre 99 p. 100. La limite pratique de son application est d'environ 1500 ppm de STR dans le gaz d'entrée, mais cette valeur dépend des conditions locales et des caractéristiques requises des émissions finales. Dans les conditions voulues, l'utilisation de ces laveurs rend inutile l'oxydation de la liqueur noire. Comme dans le cas du laveur élimineur de particules simple décrit à la section 4.3.2 ci-dessus, l'importance de la chaleur récupérée dépend du mode d'intégration du laveur dans le système d'eau chaude et de vapeur de l'usine, système qui dépend lui-même de la qualité de l'ingénierie des systèmes et de la conception du reste de l'usine.

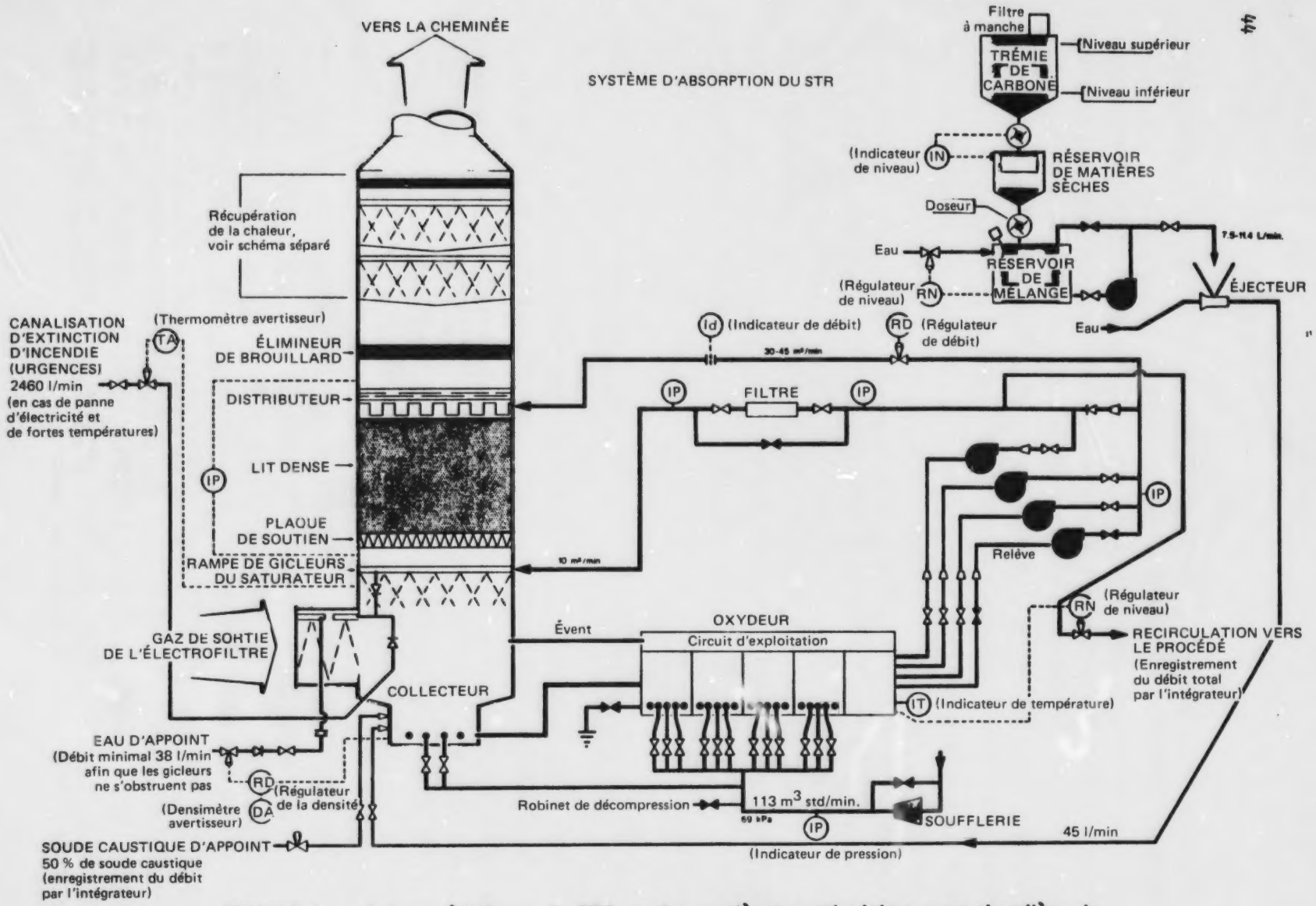


FIGURE 6 **Laveur élimineur de STR et des matières particulaires pour chaudière de récupération (Flakt Canada Ltd.)**

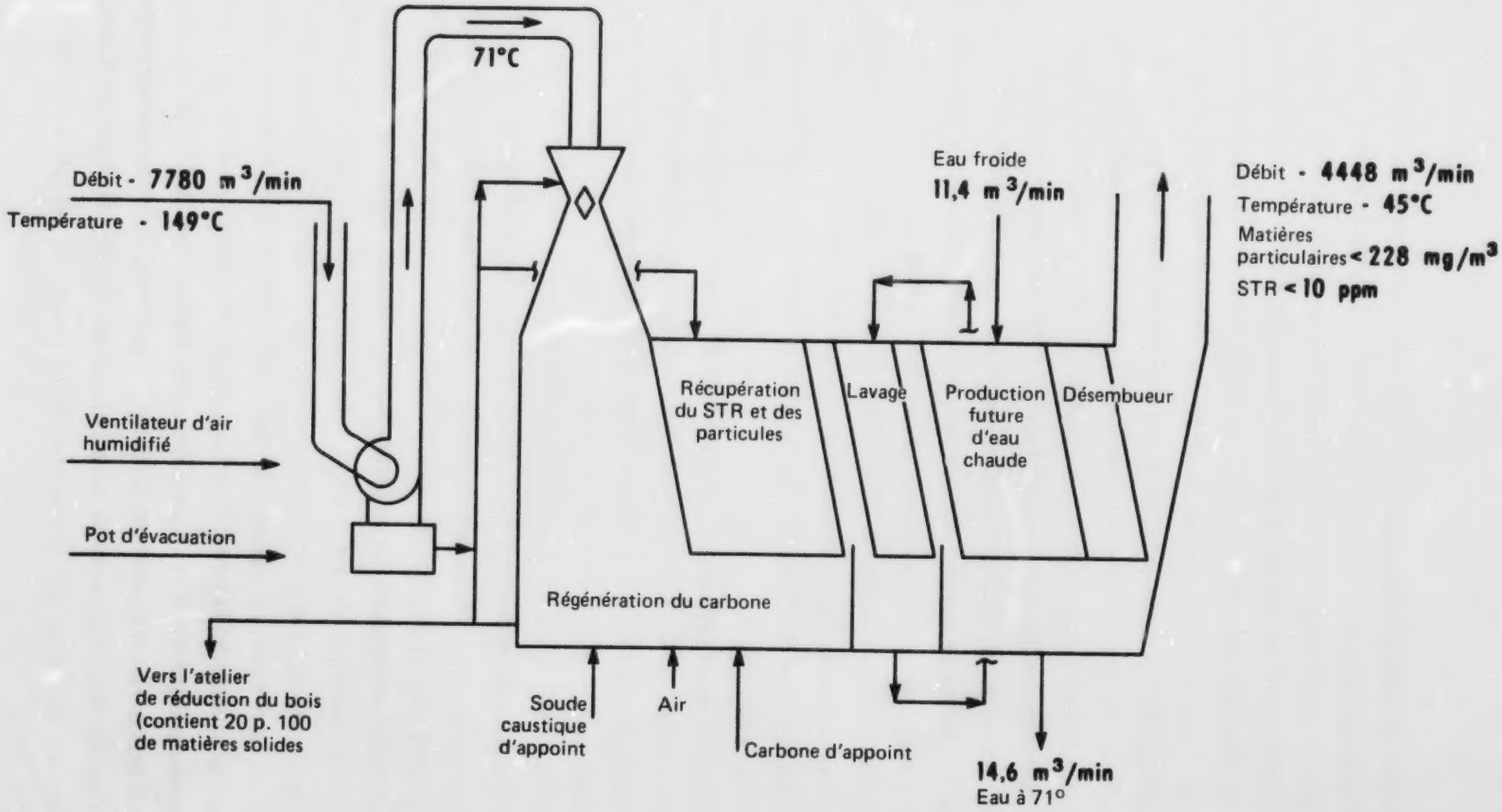


FIGURE 7 **Version Teller du procédé Paprican pour l'élimination du STR (36)**

4.3.5 Chaudières de récupération à lit fluidisé. - Presque toutes les chaudières de récupération des usines de kraft installées depuis 1940 sont du type classique, la liqueur y étant brûlée à une concentration d'environ 65 p. 100 dans un contenant à parois refroidies par l'eau et garni d'un lit de salin à sa partie inférieure. L'une des caractéristiques de ce type de chaudière est qu'il est normalement impossible de porter sa capacité au-delà de ses limites de conception sans reconstruire et agrandir la chaudière ce qui, dans de nombreuses usines, constitue un obstacle important aux augmentations marginales de la production ou à l'efficacité de la récupération des matières solides de la liqueur noire due à l'augmentation de l'efficacité du lavage ou à l'introduction du blanchiment à l'oxygène.

Une solution techniquement simple consiste à installer une chaudière de récupération neuve et c'est la méthode la plus commune bien que son coût en immobilisations soit élevé. L'usine de Domtar à Cornwall, en Ontario, a élaboré une autre technique basée sur l'utilisation d'un incinérateur à lit fluidisé. Une certaine proportion de liqueur noire provenant de la pile laveuse de pâte écrue est évaporée jusqu'à environ 35 p. 100 de siccité et incinérée dans un réacteur à lit fluidisé Copeland. La matière organique est détruite et une certaine partie de la chaleur libérée est utilisée pour concentrer la liqueur d'alimentation.

Le lit produit, mélange de carbonate et de sulfate de sodium, est acheminé dans une chaudière classique de récupération où il réagit avec le salin pour produire la liqueur verte. Le succès de ce processus est dû à la diminution de la charge thermique de la chaudière de récupération.

4.4 Extraction à la vapeur du condensat

Les condensats contaminés des évaporateurs à effets multiples et des lessiveurs sont fréquemment nettoyés par extraction pour éliminer le STR et la DBO. Dans ce domaine, la tendance a récemment été à l'extraction par l'air ou par les gaz perdus pour éviter une consommation excessive d'énergie comme celle d'un grand nombre des systèmes anciens d'extraction par la vapeur. Certains de ces anciens systèmes consommaient, pour fonctionner efficacement, une tonne de vapeur par tonne de pâte ce qui, pour une usine ordinaire de pâte kraft blanchie, représentait une augmentation d'environ 15 p. 100 des coûts de l'énergie achetée. Les efforts faits pour développer l'extraction par la vapeur ont visé à diminuer la consommation d'énergie de ce procédé parce qu'un grand nombre des systèmes installés au cours des années 1970 se sont avérés excessivement coûteux à exploiter.

L'amélioration de la séparation des condensats a diminué les volumes à extraire jusqu'à moins de 1,8 m^3/t de pâte dans les usines comportant des lessiveurs en continu, ce qui a été obtenu en installant des condenseurs séparés à surface d'échange à deux étages et en faisant l'analyse très approfondie de la construction du reste du lessiveur et des caractéristiques de conception de l'évaporateur qui contribuent à la production des condensats contaminés.

Dans la plupart des usines, la pression la plus faible du collecteur de vapeur est d'environ 300 kPa, alors que l'évaporateur ne requiert de la vapeur qu'à une pression d'environ 200 kPa. Certains systèmes installés tirent parti de cette particularité en intercalant le lessiveur dans le conduit d'alimentation de vapeur de l'évaporateur, mais cela risque de diminuer la vapeur nécessaire pour le lessivage jusqu'à une fraction de tonne par tonne de pâte.

La valeur calorifique théorique des gaz produits par un lessiveur à vapeur correspond à environ un demi-gigajoule par tonne de pâte; il est par conséquent permis de concevoir un système d'extraction du condensat qui récupérerait plus d'énergie qu'il n'en consomme, ce qui a été affirmé pour certains systèmes, mais qui n'est pas encore démontré à l'échelle commerciale.

Au lieu d'essayer de diminuer la consommation de vapeur, plusieurs installations ont adopté une méthode consistant à extraire à l'air des condensats contaminés pour diminuer leur teneur en STR, puis à utiliser la chaleur perdue dans le réservoir de dissolution du salin ou le lessiveur de gaz du four à chaux pour extraire le méthanol et le rejeter dans l'atmosphère. Aucune usine n'a, à ce jour, tiré le maximum d'avantages des possibilités offertes par cette méthode et un grand nombre d'exploitants ne savent pas que la DBO peut être supprimée de cette façon.

La référence 37 étudie l'utilisation des gaz perdus pour lessiver des condensats contaminés et elle contient également un grand nombre de données sur les techniques de lessivage existantes.

4.5 Oxydation de la liqueur noire

Comme le mentionne la section 4.3, il est nécessaire de traiter la liqueur noire pour oxyder le sulfure de sodium qu'elle contient. Différents systèmes ont été installés au cours des années 1950 et 1960 et certains d'entre eux sont encore exploités actuellement. Il a été généralement admis depuis le milieu des années 1970 que la meilleure méthode consistait à oxyder la liqueur noire concentrée par injection d'air comprimé près du fond

d'un réservoir contenant cette liqueur à une concentration de 50 p. 100 environ. La figure 8 montre un modèle moderne ordinaire de ce système.

L'oxydation de la liqueur noire peu concentrée s'est avérée moins efficace parce qu'une certaine partie du sulfure de sodium se reforme par réduction dans les évaporateurs et parce que le moussage a constitué un problème insurmontable dans de nombreux systèmes. Plusieurs systèmes de traitement de la liqueur noire peu concentrée sont toutefois encore exploités; ils offrent l'avantage de diminuer les émissions de STR.

Tous les systèmes d'oxydation de la liqueur noire diminuent sa valeur calorifique et nécessitent généralement plusieurs centaines de kilowatts d'électricité pour faire fonctionner les soufflantes, pompes, etc. Cette réduction du pouvoir calorifique représente un avantage dans les usines dont les chaudières de récupération sont légèrement surchargées parce qu'elle en diminue la charge thermique des chaudières.

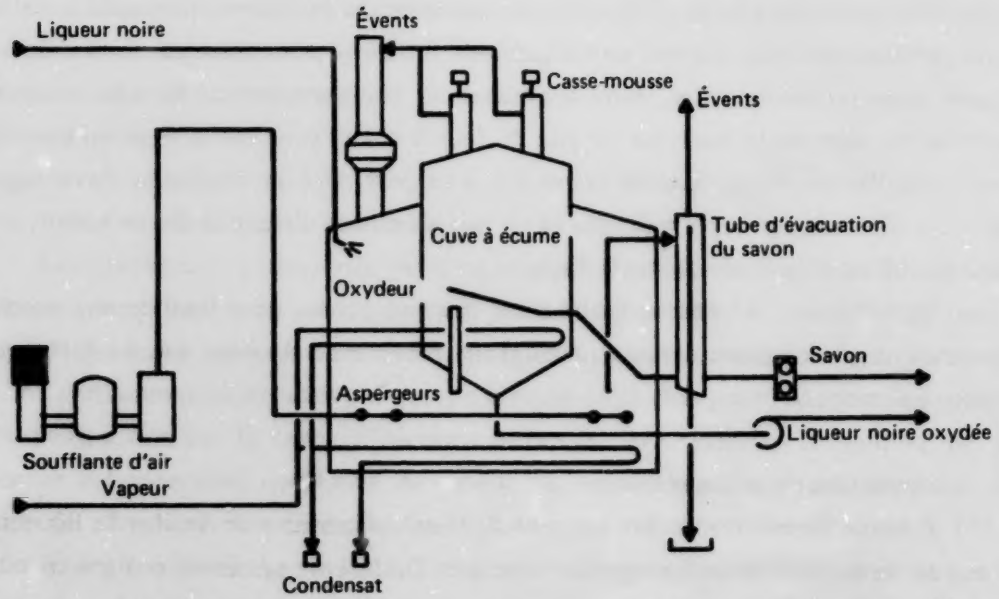


FIGURE 8 Système d'oxydation de la liqueur noire concentrée (MoDo Chemetics)

4.6 Recaustification et recalcination de la chaux

Le rôle d'un système de recaustification est de convertir le salin de la chaudière de récupération en liqueur blanche destinée aux lessiveurs tout en récupérant la plus grande quantité possible de sodium dans la boue de chaux et en produisant une boue qui peut être recalcinée efficacement. Un système de recaustification conçu et exploité convenablement ne devrait produire aucun effluent.

Un système moderne de recaustification comprend une décantation de la liqueur verte, un lavage des dépôts, l'extinction de la chaux, la caustification, la clarification de l'eau blanche et le lavage et le filtrage de la boue de chaux. Les usines ont clairement tendance depuis peu à utiliser des clarificateurs unitaires ou des filtres à vide pour le lavage des dépôts. "Unité de clarification" est le terme admis pour désigner des clarificateurs à un seul niveau, dans lesquels la liqueur est entreposée au-dessus des bacs de clarification et qui servent à clarifier les liqueurs verte et blanche et à laver la boue de chaux. Ces tendances sont le produit d'une évolution stable dont l'effet principal sur l'effluent des usines est que les dépôts de liqueur verte sont déversés à l'état de masses relativement sèches qui peuvent être enfouies facilement, ce qui réduit les matières en suspension dans l'effluent de l'usine d'environ 0,5 kg/t de pâte.

Au cours des dix dernières années, le fait le plus remarquable, sur le plan environnemental, a été la tendance toujours plus forte, lors de la conception d'usines de recaustification, à leur inclure de l'équipement auxiliaire, soit sous forme de dispositifs particuliers, soit par l'adoption de critères plus généreux de conception, pour éviter d'avoir à déverser la boue de chaux dans l'égout, si le système fonctionne mal. Le contrôle informatique du processus de recaustification et de calcination a commencé et semble donner de bons résultats parce qu'il stabilise le fonctionnement et, qu'en conséquence, les rejets d'effluent sont moindres (38).

Plusieurs usines ont installé un clarificateur auxiliaire qui peut remplacer n'importe lequel de leurs clarificateurs, laveurs de boue ou réservoirs principaux d'entreposage de liqueur, afin qu'il soit possible de les réparer sans perturber la production ou provoquer des rejets importants dans l'égout.

Un nombre croissant d'usines font fonctionner leur atelier de recaustification sans déverser de matières en suspension dans l'égout. La méthode consistant à éliminer l'effluent de l'atelier de recaustification (excepté l'eau de refroidissement) diminue également les déversements de DBO de l'usine, bien qu'elle n'utilise pas de produits chimiques organiques. Le sulfure de sodium présent dans tous les liquides de fabrication exerce une demande en oxygène d'environ 1 kg/kg Na_2S dans un dosage de la DBO ou un système d'épuration biologique.

Il est devenu courant de brûler dans le four à chaux les gaz nauséabonds non condensables provenant de l'évaporateur et du lessiveur parce que cette méthode est plus fiable et sécuritaire que le brûlage dans un incinérateur séparé. La figure 9 montre la disposition d'un dispositif de brûlage ordinaire moderne.

Dans la plupart des usines, la boue de chaux est recalcinée dans un four à chaux classique pour produire la chaux (oxyde de calcium) nécessaire pour l'extinction. Certaines usines utilisent aujourd'hui des calcineurs à lit fluidisé, dans le but principal de diminuer la consommation de combustible, mais les données sur les émissions des calcineurs indiquent que leurs émissions de STR sont négligeables alors que le four à chaux constitue normalement une source mineure mais pourtant importante de STR lorsque la chaux est recalcinée dans un four (31). De nombreuses usines peuvent toutefois se conformer aux règlements sur le contrôle des émissions de STR des fours à chaux en limitant la teneur en sodium de la boue de chaux et en évitant l'utilisation de condensats contaminés non lessivés dans le laveur de gaz du four à chaux.

La figure 10 montre un système ordinaire de recalcination de la chaux comportant un calcineur à lit fluidisé. Le système reçoit la masse de chaux humide du filtre de boue et l'assèche dans le système de séchage sous vide figurant sur le côté gauche de la figure. La poudre sèche est ensuite soufflée dans le calcineur à lit fluidisé alimenté au gaz ou au mazout, où elle est chauffée à une température d'environ 900 °C.

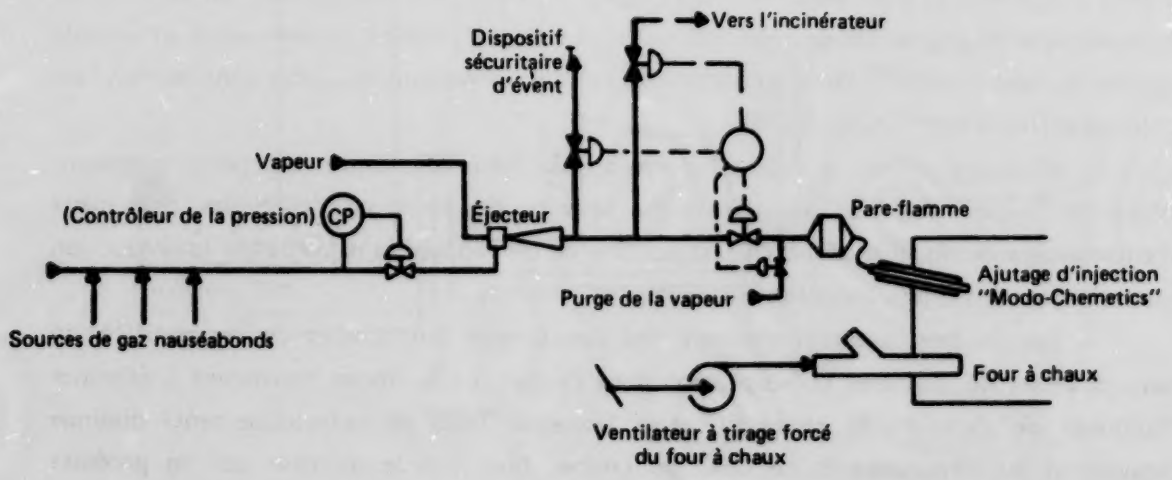


FIGURE 9 Brûlage des gaz non condensables dans un four à chaux (MoDo Chemetics)

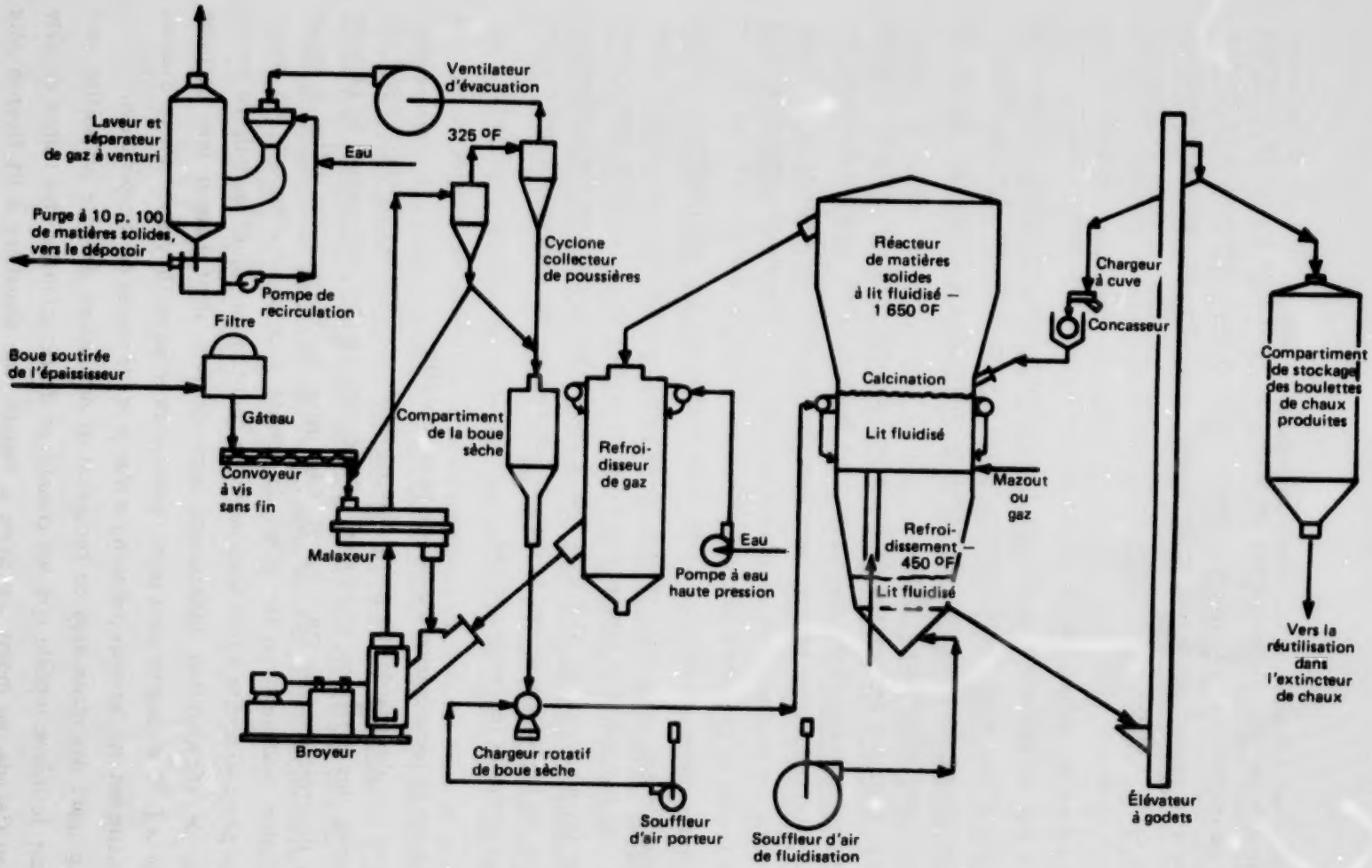


FIGURE 10 **Schéma d'un calcineur à lit fluidisé (Door Olivier Inc.)**

Les fines particules de CaO s'agglomèrent en boulettes passant un treillis de 6 mailles mais retenues sur un treillis de 65 mailles au pouce. Un contrôleur du niveau du lit déverse automatiquement le produit situé sous le lit fluidisé dans un lit de refroidissement qui préchauffe par contact direct l'air entrant, puis la chaux calcinée est déversée dans son compartiment de stockage.

Le système de séchage éclair utilise des collecteurs primaire et secondaire à cyclone, suivis par un extracteur à venturi fonctionnant avec une chute de pression d'environ 450 mm d'eau, selon les règlements locaux sur les émissions. Les données des émissions de particules signalées sont normalement inférieures à 200 mg/m^3 std et les émissions de STR sont inférieures à 5 ppm.

Au lieu d'utiliser des laveurs de gaz à venturi pour contrôler les émissions de particules des fours à chaux et des calcineurs à lit fluidisé, il est possible d'utiliser des épurateurs électrostatiques qui offrent l'avantage de récupérer une matière sèche et de rejeter un panache sec pratiquement invisible. Leur coût en immobilisations est plus élevé que celui d'un laveur de gaz, mais leur consommation d'énergie serait plus faible. Il n'est plus question de récupérer une certaine partie de la chaleur des gaz d'échappement dans la liqueur du laveur de gaz, mais cette chaleur n'a de valeur que s'il est possible de l'utiliser efficacement dans le système de l'usine. Alors que les laveurs de gaz peuvent être utilisés pour diminuer les émissions de STR d'un four à chaux, les épurateurs électrostatiques n'éliminent que les particules. Ils ont la capacité de réduire les émissions à des niveaux que ne peuvent atteindre les laveurs de gaz.

4.7 Systèmes de récupération d'usines de pâte au sulfite

Quatre des plus grandes usines de pâte au sulfite du Canada ont mis en place ces dernières années des systèmes chimiques de récupération qui ont réduit de plus de 60 p. 100 les déversements de DBO (6,39). Ces usines produisent des pâtes à usage chimique à faible rendement ou des pâtes de qualité pour papier. Aucune des usines produisant des pâtes au sulfite à fort rendement, de qualité pour papier journal, n'a trouvé de processus de récupération satisfaisant bien qu'elles aient obtenu une certaine diminution de la DBO en augmentant leurs rendements en pâte. Un grand nombre d'usines de pâte au sulfite ont été fermées par manque d'un procédé viable de récupération.

La plupart des chaudières de récupération des usines de pâte au sulfite sont construites sur le même modèle que les chaudières de récupération des usines de pâte kraft mais, au Canada, au moins une usine a installé une chaudière à lit fluidisé pour

incinérer la liqueur au sulfite résiduaire. Cette usine récupère certains sous-produits chimiques organiques de la liqueur, et produit de ce fait un effluent final ayant une teneur relativement forte en matières inorganiques qui est difficile à incinérer. Bien que la DBO de la liqueur résiduaire soit très diminuée par la récupération des sous-produits, l'usine a encore dû diminuer ses rejets de déchets organiques et le réacteur à lit fluidisé a été jugé préférable à la chaudière de récupération classique.

4.8 Récupération de la pâte au sulfite neutre (NSCC)

Plusieurs usines pratiquant la récupération de la pâte au sulfite neutre (NSCC) ont installé des systèmes d'incinération de la liqueur, mais ces systèmes ont comme sous-produit du sulfite de sodium dont le marché diminue. La tendance récente consiste à éliminer le soufre du processus afin que le sous-produit de la chaudière soit du carbonate de sodium susceptible d'être recyclé pour la préparation de produits chimiques de cuisson. Malgré l'absence de soufre, ce processus porte toujours le nom de récupération de la pâte au sulfite neutre.

4.9 Pertes accidentelles

Étant donné que les systèmes de récupération des usines de pâte chimique traitent d'importants débits de recirculation de la liqueur noire et d'autres sous-produits de la mise en pâte qui ont une forte DBO et sont toxiques pour le poisson, leurs pertes accidentelles ont jusqu'ici constitué des déversements importants. Les usines plus récentes ont généralement installé des systèmes perfectionnés de collecte de ces déversements, afin que la plupart des réservoirs se déversent dans d'autres sections du processus et les déversements des rares trop-pleins finals sont acheminés vers des réservoirs collecteurs, de sorte qu'une grande partie des matières qui auraient été déversées il y a dix ans est aujourd'hui récupérée. Les techniques utilisées ont été décrites à la référence 6 et une étude de l'application de l'informatique au contrôle des pertes accidentelles est incluse dans la section 10.

5 LAVAGE ET TAMISAGE

5.1 Généralités

Certains systèmes de lavage et de tamisage sont décrits à la référence 6 et il est supposé que le lecteur connaît la technique de base et la terminologie liée à ces systèmes.

Dans la mise en pâte mécanique, le lavage n'est pas pratiqué bien qu'une certaine étude en cours puisse être sur le point d'être commercialisée (40), ce qui permettrait de récupérer une proportion importante de la DBO et d'incinérer une proportion importante des matières toxiques provenant du processus thermo-mécanique de mise en pâte. Le tamisage de la pâte mécanique est étudié dans la section 5.2.

La conception de l'équipement et les méthodes de lavage et de tamisage de la pâte kraft ont beaucoup évolué, comme l'indique la section 5.3. Bien que le même équipement puisse être utilisé dans les usines de pâtes au sulfite dotées de systèmes de récupération, il ne présenterait pas autant d'intérêt, du point de vue environnemental.

5.2 Tamisage de la pâte mécanique

Pour ainsi dire tous les systèmes nouveaux de tamisage de la pâte mécanique comportent des tamis fermés pressurisés, ce qui n'a aucun effet direct sur les déversements d'effluent tant que l'atelier de tamisage fonctionne normalement, mais il est beaucoup plus facile de concevoir et d'exploiter un système de tamisage à trop-pleins et déversements minimaux avec des tamis noyés sous pression qu'avec les anciens tamis rotatifs ouverts. Les systèmes de tamisage les plus modernes permettent généralement de traiter une pâte dont la consistance est plus forte, ce qui réduit les débits en circulation, ainsi que le volume et la fréquence des déversements de pâte.

La plupart des systèmes de tamisage incluent actuellement des dispositifs pour la récupération, le raffinage et le recyclage des rejets de tamisage, ce qui élimine une ancienne source de matières solides en suspension dans l'effluent et/ou de déchets solides qui devaient être enfouis. La conception de ces systèmes est très simple. Les refus sont formés principalement d'amas de bois qui n'ont pas été complètement réduits en pâte, que l'on déshydrate et qu'on achemine vers un raffineur, puis la pâte produite est recirculée vers l'entrée du tamis. Ces systèmes doivent être conçus de façon à comprendre un équipement d'entreposage ou de rechange à utiliser lors d'arrêts prévus pour le changement de la plaque du raffineur et en cas de panne; cela a une importance particulière lorsque les systèmes doivent récupérer des refus volumineux et irréguliers du classeur à grosses mailles qui bloquent assez fréquemment l'équipement.

5.3 Lavage et tamisage de la pâte kraft

5.3.1 Conception du processus. - L'efficacité du système de lavage de la pâte non blanchie est l'un des principaux éléments qui fait qu'une usine de pâte kraft est peu polluante pour l'eau. La lignine et les matières connexes séparées des fibres pendant la cuisson doivent être récupérées dans la pâte par le système de lavage et être acheminées vers l'atelier de récupération, sans quoi elles seraient déversées dans l'égout par le système de tamisage ou au cours des opérations subséquentes. La lignine est toxique pour le poisson et est difficile à éliminer par épuration biologique, de sorte que les fortes pertes dans la zone de lavage tendent à avoir un effet extrêmement nuisible sur la qualité de l'effluent. La figure 11 montre le schéma d'un système ordinaire ancien de tamisage et la figure 12, celui d'un système moderne.

La tendance générale a été d'accroître l'efficacité des systèmes existants de lavage de pâte écrue en créant des stades additionnels de lavage et en améliorant l'instrumentation. La plupart des systèmes nouveaux sont conçus pour fonctionner avec une perte inférieure à 7 kg de soude non liée, à l'état de sulfate de sodium par tonne de pâte. L'étude de ce processus de lavage indique que la DBO et la teneur en produits chimiques toxiques de l'effluent des systèmes de lavage et de tamisage de la pâte écrue sont directement proportionnelles à la perte de soude non liée (41).

Depuis 1973, le diffuseur en continu décrit à la section 5.3.2 a été celui choisi pour presque tous les nouveaux systèmes de lavage de la pâte écrue au Canada et certains d'entre eux ont été installés en série avec des laveurs à tambour pour augmenter l'efficacité de la récupération de la liqueur. À la fin de 1982, la capacité totale des diffuseurs de pâte écrue installés au Canada était de 9200 t/d, ce qui représente environ 30 p. 100 de la capacité totale de mise en pâte kraft.

Théoriquement, l'efficacité des laveurs à tambour sous vide classiques peut être aussi grande que celle des diffuseurs, de sorte que la DBO et la toxicité de leur effluent sont également faibles. Toutefois, les déversements de pâte et de mousse sont plus fréquents avec les systèmes de laveurs à tambour à cause de l'importance des quantités de liqueur recirculée et des quantités d'air entraîné avec la pâte dans les colonnes barométriques du laveur. Ces difficultés peuvent être palliées par une capacité suffisante de traitement anti-moussant et l'installation de réservoirs à déversement, mais cette méthode est coûteuse. Parce que la plupart des usines qui ont choisi les laveurs à tambour l'ont fait pour minimiser leurs immobilisations en capital, il est rare qu'un système de traitement anti-mousse entièrement adéquat soit adjoint aux laveurs à tambour d'une usine de pâte kraft.

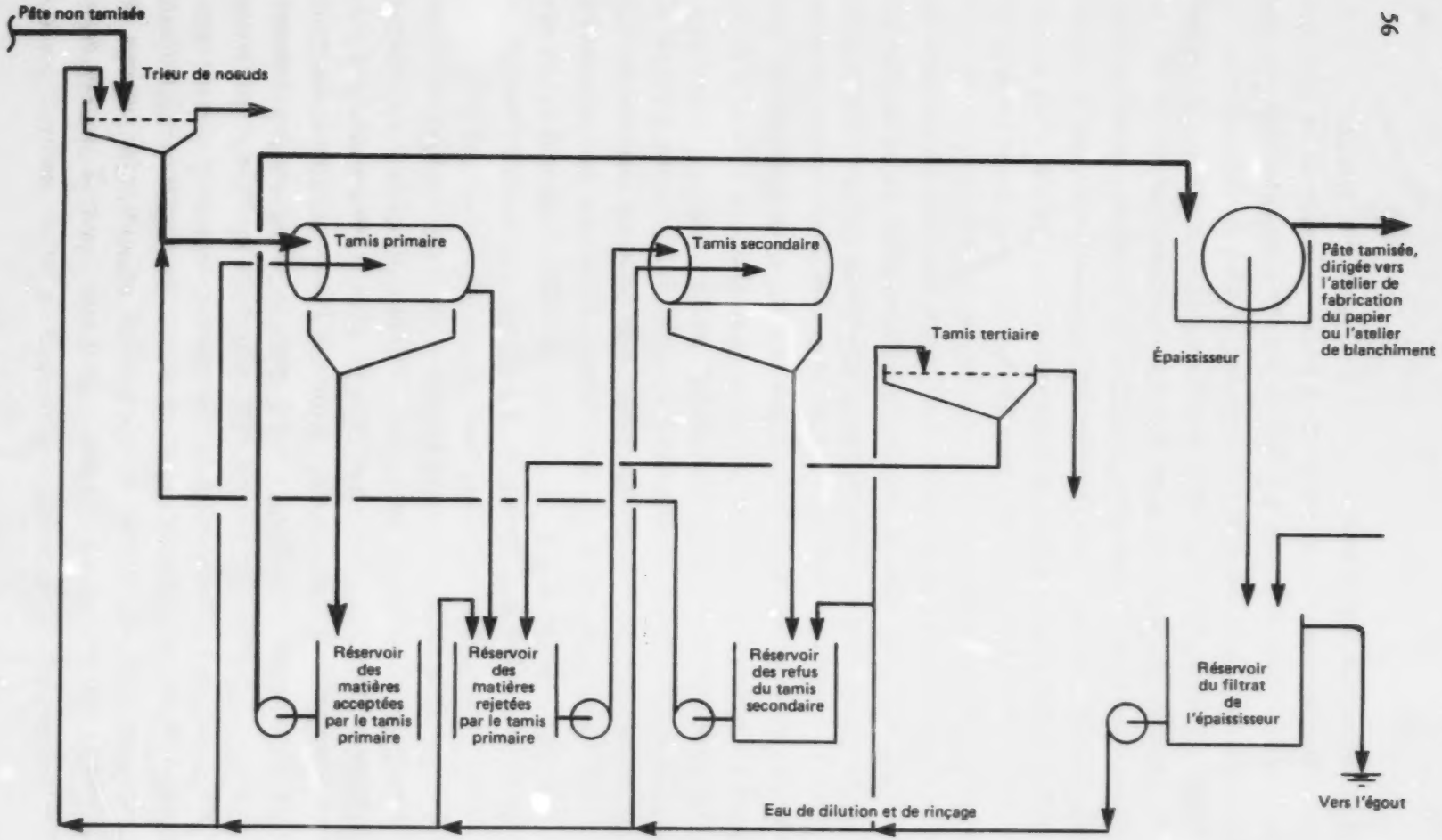
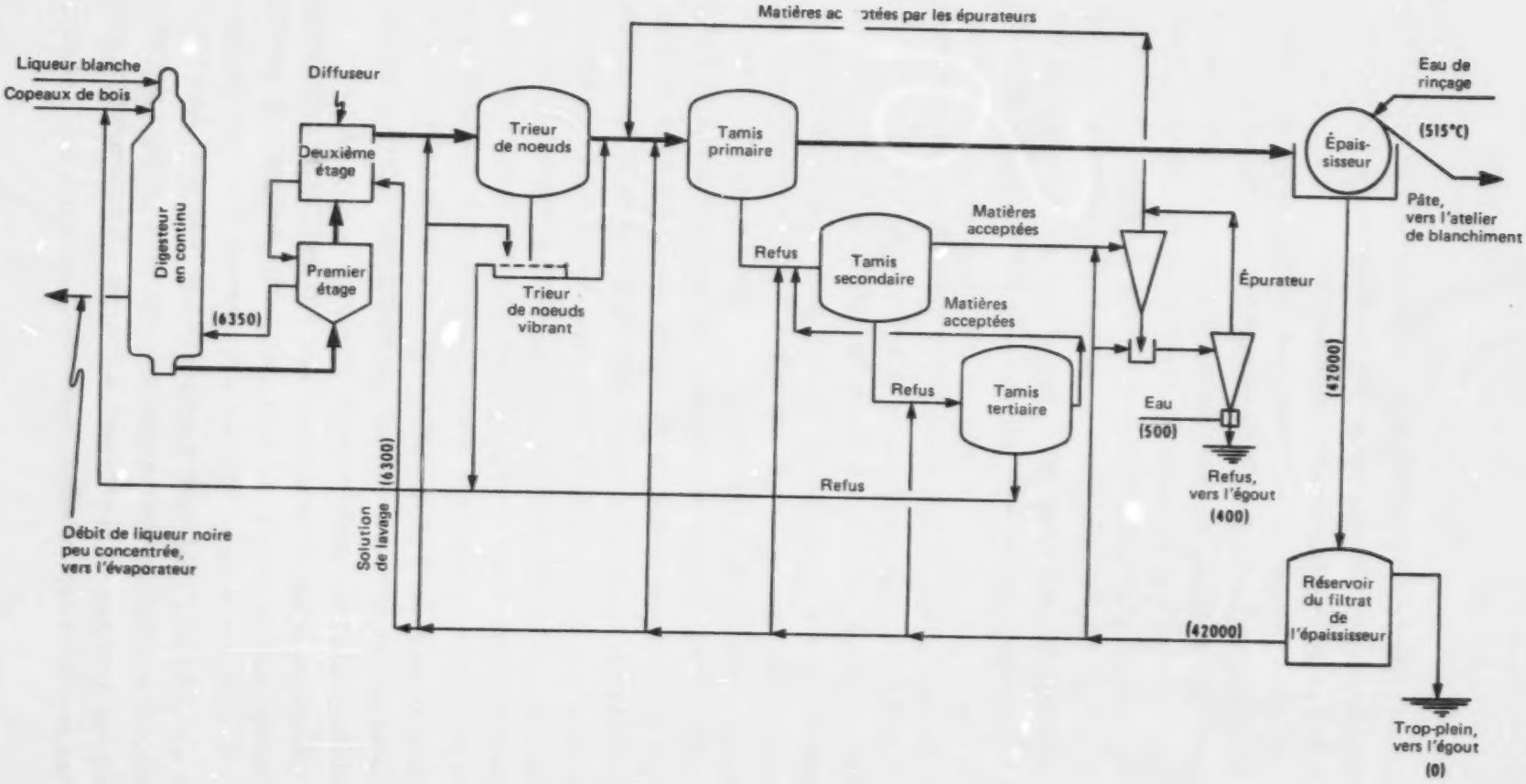


FIGURE 11 Lavage et tamisage de la pâte (système ouvert)



Remarque : Les nombres entre parenthèses indiquent les débits ordinaires de liqueur en litres/minute pour une usine de 750 tonnes de pâte/jour comportant un atelier de tamisage fermé

FIGURE 12 Lavage et tamisage de la pâte (système fermé)

Le laveur sur bande plate a été introduit à la fin des années 1970 et est décrit à la section 5.3.5. Sa performance peut être égale à celle du diffuseur, mais il n'existe actuellement que peu de données sur son exploitation à grande échelle.

La conception du cycle complet de réduction du bois en pâte, du lavage, du tamisage et de la récupération de la liqueur doit être menée méthodiquement afin de tirer parti au maximum de la zone de lavage et de tamisage. Dès 1965, on possédait les connaissances voulues pour ce faire, mais la somme de travail et le temps nécessaire pour étudier mathématiquement les diverses possibilités font que ces connaissances n'ont eu qu'une application pratique limitée dans les nouveaux projets d'usines. Depuis la fin des années 1970, il existe des méthodes informatiques rentables et efficaces qui sont de plus en plus utilisées dans la conception des usines nouvelles et les études d'optimisation des installations existantes.

Les schémas de conception d'usines montrent communément que les seuls écoulements de liquide du processus de lavage et de tamisage sont ceux provenant du lavage et du tamisage de la pâte et la liqueur noire diluée acheminée vers les évaporateurs. Toutefois, l'exploitation d'un atelier de tamisage de pâte kraft qui ne déverserait pas un excès d'eau dans l'égout est impossible, à moins que tout ait été convenablement prévu au moment de la conception du système et du choix de l'équipement. Les variables principales sont la perte de soude du dernier laveur en amont des tamis, les espèces de bois ainsi que le type de l'équipement de lavage et de tamisage. La perte maximale admissible de soude non liée est comprise entre 3 et 12 kg/t de pâte, selon les essences et l'équipement. Les bois les plus résineux exigent un lavage plus efficace et les feuillus, un lavage moins efficace. Les diffuseurs entraînent moins d'air dans la pâte que les laveurs du type à tambour, de sorte qu'une perte de soude plus forte peut être tolérée. Une perte de soude plus forte avant le tamisage est plus tolérable avec des tamis sous pression qu'avec des tamis centrifuges. Dans le cas des bois résineux, il est habituellement impossible de faire fonctionner un système de tamisage rotatif ouvert sans déversement continuel dans l'égout de l'épaississeur par gravité.

Lorsque le système de lavage et de tamisage peut être exploité en cycle fermé, la salle de tamisage et l'épaississeur par gravité deviennent partie intégrante du système de lavage et la DBO de l'effluent de cette zone est ordinairement diminuée d'au moins 60 p. 100 par rapport à la DBO de l'effluent d'un système où se produit un déversement important du réservoir d'étanchéité de l'épaississeur dans l'égout. La plupart des usines existantes comportant des systèmes de blanchiment à l'oxygène fonctionnent en cycle fermé, ce qui est le cas de relativement peu d'autres usines.

La figure 12 illustre schématiquement un système moderne de lavage et de tamisage de pâte kraft qui existe dans les installations canadiennes récentes qui comportent des diffuseurs et des trieurs de noeuds, noyés et sous pression. Il faut remarquer que le débit du filtrat de l'épaississeur (fréquemment appelé eau blanche non blanchie dans la documentation) est relativement important par rapport au débit de l'eau de rinçage.

La principale différence entre les systèmes de tamisage ouverts et noyés est que l'atelier de tamisage ouvert reçoit un trop-plein important du réservoir du filtrat de l'épaississeur, qui est ordinairement compris entre 5 et 15 m^3/t de pâte. La plupart des matières organiques résiduaires non récupérées dans les laveurs de pâte sont déversées à l'égout dans ce courant et constituent l'une des principales sources de DBO et de toxicité de l'effluent de l'usine.

Dans un système réel de tamisage, plusieurs éléments d'équipement sont montés en parallèle pour la plupart des opérations et les données pratiques de la conception du système de pompage et du contrôle du processus imposent l'inclusion de réservoirs en plusieurs points.

La conception de la plupart des systèmes existants de tamisage sous pression est semblable à celle des systèmes classiques de tamis ouverts, dans la mesure où chaque stade se termine par un déversement dans un réservoir ou cuvier dans lequel l'eau de dilution nécessaire est additionnée avant le pompage jusqu'au stade suivant. Certaines installations récentes ont éliminé la plupart des réservoirs intermédiaires en reliant directement les tamis aux trieurs de noeuds, en général comme le montre la figure 12, ce qui diminue la fréquence des déversements, simplifie l'exploitation et réduit la puissance de pompage requise.

Les systèmes modernes minimisent la production de mousse en évitant le plus possible de laisser les liquides s'écouler en chute libre et en évitant l'emploi des tamis ouverts et des laveurs sous vide qui provoquent l'entraînement de l'air. Les trop-pleins sont généralement raccordés à d'autres réservoirs, selon les besoins, et le trop-plein final se déverse en un point contrôlé, qui est habituellement le réservoir du filtrat de l'épaississeur.

Il est généralement souhaitable d'exploiter le système de façon qu'il n'y ait pas de déversement du filtrat de l'épaississeur. Une analyse approfondie du système complet de traitement de la liqueur noire est toutefois requise pour déterminer la méthode optimale d'exploitation de l'équipement disponible. Dans une usine de pâte kraft blanchie,

il peut être environnementalement plus avantageux de déverser une certaine partie du filtrat de l'épaississeur de l'atelier de tamisage que de laisser la liqueur noire résiduaire atteindre l'atelier de blanchiment et être déversée sous forme de rejets chlorés.

Dans l'exemple de la figure 12, des épurateurs tourbillonnaires éliminent le sable et les matières lourdes semblables, et cela exige un déversement du liquide du système, mais la DBO créée et la quantité de sels de sodium sont diminuées par l'utilisation de l'eau de décantation à la sortie de l'épurateur secondaire. Les débris lourds peuvent être collectés dans l'épurateur de sortie avec seulement une proportion relativement petite du liquide provenant du cycle du filtrat de l'épaississeur.

5.3.2 Équipement de diffusion. - L'équipement de diffusion est constitué par une série de tamis concentriques bi-directionnels situés approximativement à 500 mm l'un de l'autre. Chaque tamis est constitué par deux plaques perforées espacées et maintenues approximativement à 50 mm l'une de l'autre. Ces plaques sont soudées ensemble à leurs parties supérieure et inférieure de façon à former une coquille creuse comportant un canal de drainage à son extrémité inférieure. Cet ensemble, fait de plusieurs plaques de tamisage concentriques, est intégré et supporté par des bras radiaux de drainage, comme le montrent les figures 13 et 14.

La pâte à très forte consistance entre dans le fond conique de l'unité et se dirige lentement vers le haut à travers les diffuseurs, dont le nombre peut aller de un à trois, et qui sont installés verticalement en série l'un au-dessus de l'autre.

La solution de lavage est introduite dans la pâte par des ajutages rotatifs de distribution qui tournent à environ 7,5 tr/min. En passant entre les tamis concentriques, les jets de solution de lavage tombant des ajutages pénètrent dans la pâte. La liqueur de lavage se déplace ensuite rapidement à l'intérieur de la pâte dans les deux directions, jusqu'au tamis concentrique le plus proche.

La liqueur déplacée, collectée par les tamis concentriques, s'écoule dans le canal de drainage puis dans les bras radiaux de drainage et, de là, est dirigée dans les collecteurs situés à l'extérieur de l'enveloppe de la tour. Elle coule ensuite dans un petit réservoir de filtrat d'où elle est pompée vers le stade précédent de lavage. La pâte lavée est déversée dans la partie supérieure du réservoir du diffuseur par un racloir qui la déplace horizontalement vers un anneau de lavage où elle se collecte.

Pendant l'opération, l'ensemble des tamis du diffuseur se déplace verticalement dans la pâte. Des vérins hydrauliques fonctionnant automatiquement lèvent l'ensemble des tamis à une vitesse qui excède légèrement la vitesse ascendante de la pâte dans la tour. À

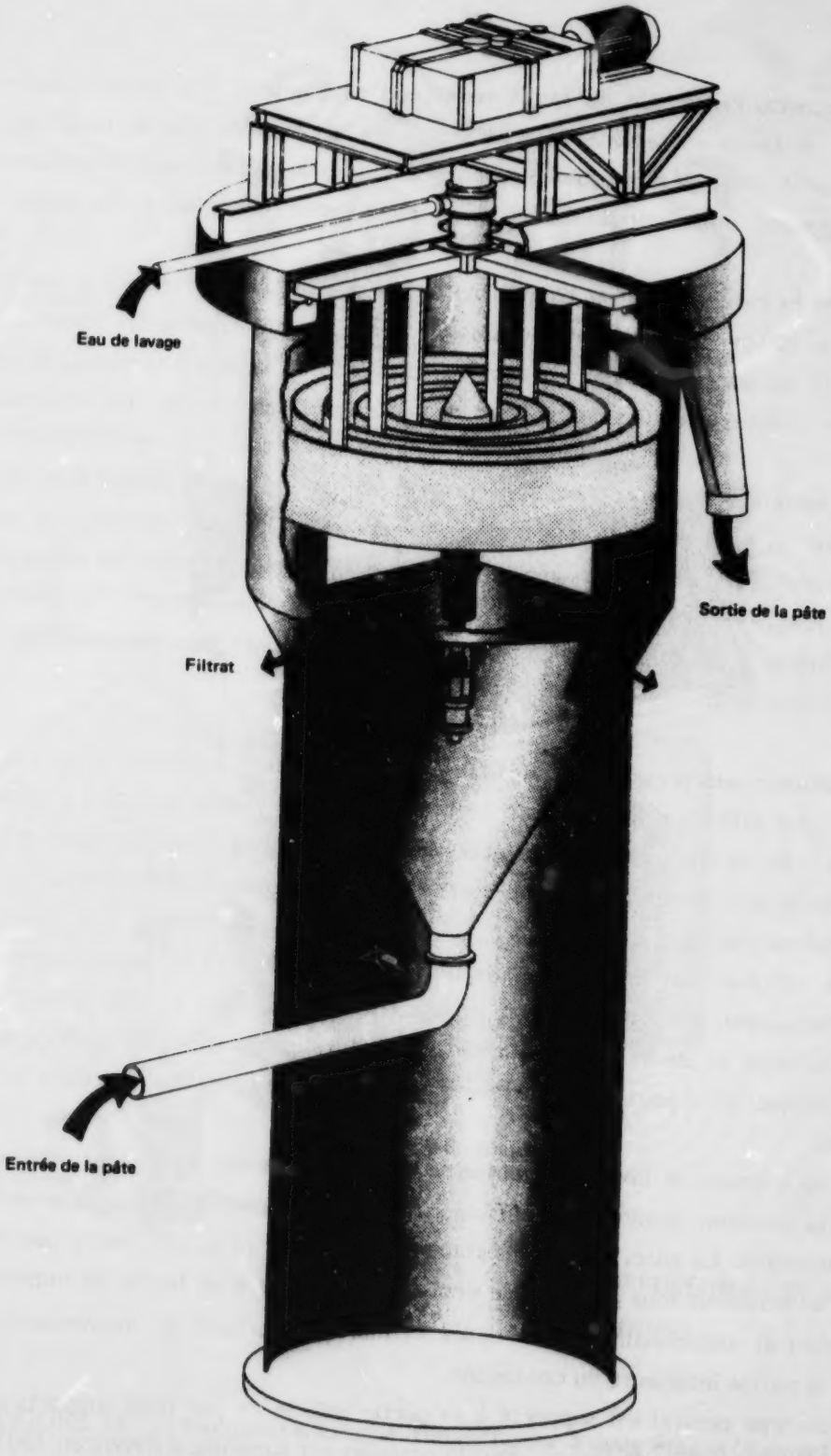


FIGURE 13 **Diffuseur à un étage (Kamyr)**

la fin du parcours, l'ensemble de tamis redescend rapidement. Ce dernier mouvement entre l'unité de tamis et la pâte détache les fibres accrochées aux perforations de la plaque. Ce cycle est répété continuellement, la durée du mouvement ascendant étant approximativement d'une minute et celle du mouvement descendant, de moins d'une seconde.

Une des caractéristiques d'un diffuseur est que la pâte conserve une consistance d'environ 10 p. 100 pendant tout le processus de lavage, ce qui élimine les forts débits de filtrat recyclé qui sont requis dans le système classique de lavage à tambour, diminue la puissance de pompage et réduit de façon importante les risques de déversements importants.

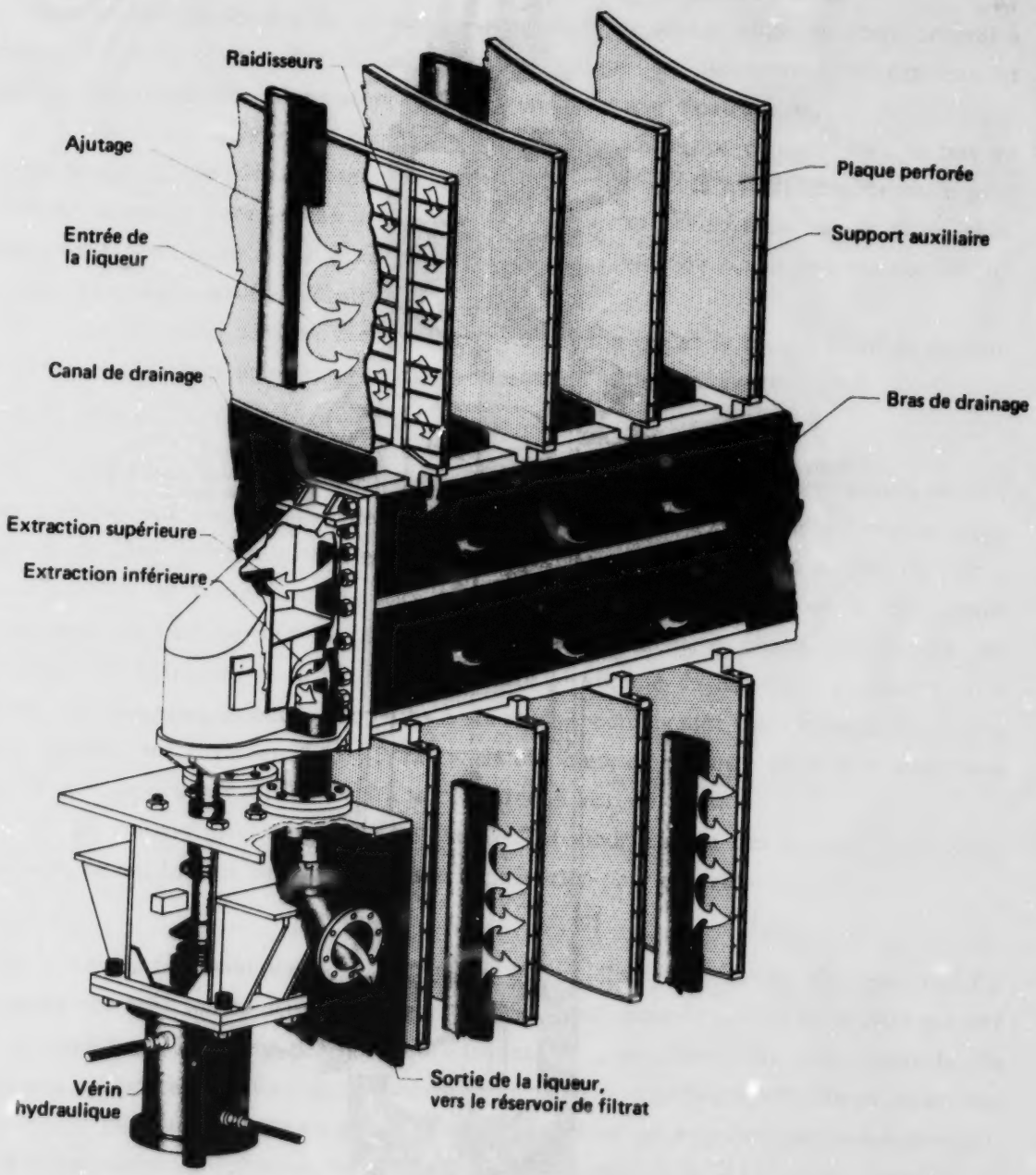
Le système de diffuseurs à plusieurs étages est également utilisé dans quelques cas pour laver la pâte produite dans des lessiveurs en mode non continu. La pâte du réservoir de décharge de ce lessiveur est pompée vers l'entrée de la tour de diffusion. Elle est épaissie jusqu'à ce que sa consistance soit d'approximativement 8 à 9 p. 100 dans le premier diffuseur. Les stades suivants de lavage fonctionnent comme ceux qui ont été décrits précédemment.

5.3.3 Diffuseur sous pression. - Le diffuseur sous pression, introduit récemment, est une variante des diffuseurs classiques décrits ci-dessus. Le rendement de son lavage est semblable à celui du diffuseur mais les prix cotés sont plus bas et son installation est plus simple, de sorte qu'il semble pouvoir permettre aux usines d'améliorer l'efficacité de leur lavage à meilleur coût qu'autrefois (42).

Ce diffuseur est montré à la figure 15. Du sol jusqu'à la partie supérieure du système hydraulique, les dimensions approximatives d'une unité de 500 tonnes sont de 1,5 m de diamètre et de 11 m de hauteur. Ce diffuseur est très petit par rapport aux modèles classiques et il peut être fabriqué en atelier, ce qui diminue son coût total, une fois installé.

L'équipement de lavage est enfermé dans un contenant sous pression conçu pour résister à la pression nominale de diffusion, bien qu'il fonctionne normalement à des pressions moindres. La pâte, d'une consistance entre 10 et 12 p. 100, entre par la partie supérieure du diffuseur sous pression, se déplace vers le bas sous forme de matelas entre le corps central stationnaire et le tamis cylindrique perforé en mouvement, et est éliminée à la partie inférieure du contenant.

Le corps central est supporté à sa partie inférieure par trois supports dont l'un sert à introduire le milieu de lavage, dont la pression est supérieure d'environ 100 kPa à la



DIFFUSEUR À DEUX ÉTAGES
(COUPE)

FIGURE 14 **Mécanisme interne d'un diffuseur à deux étages (Kamyr)**

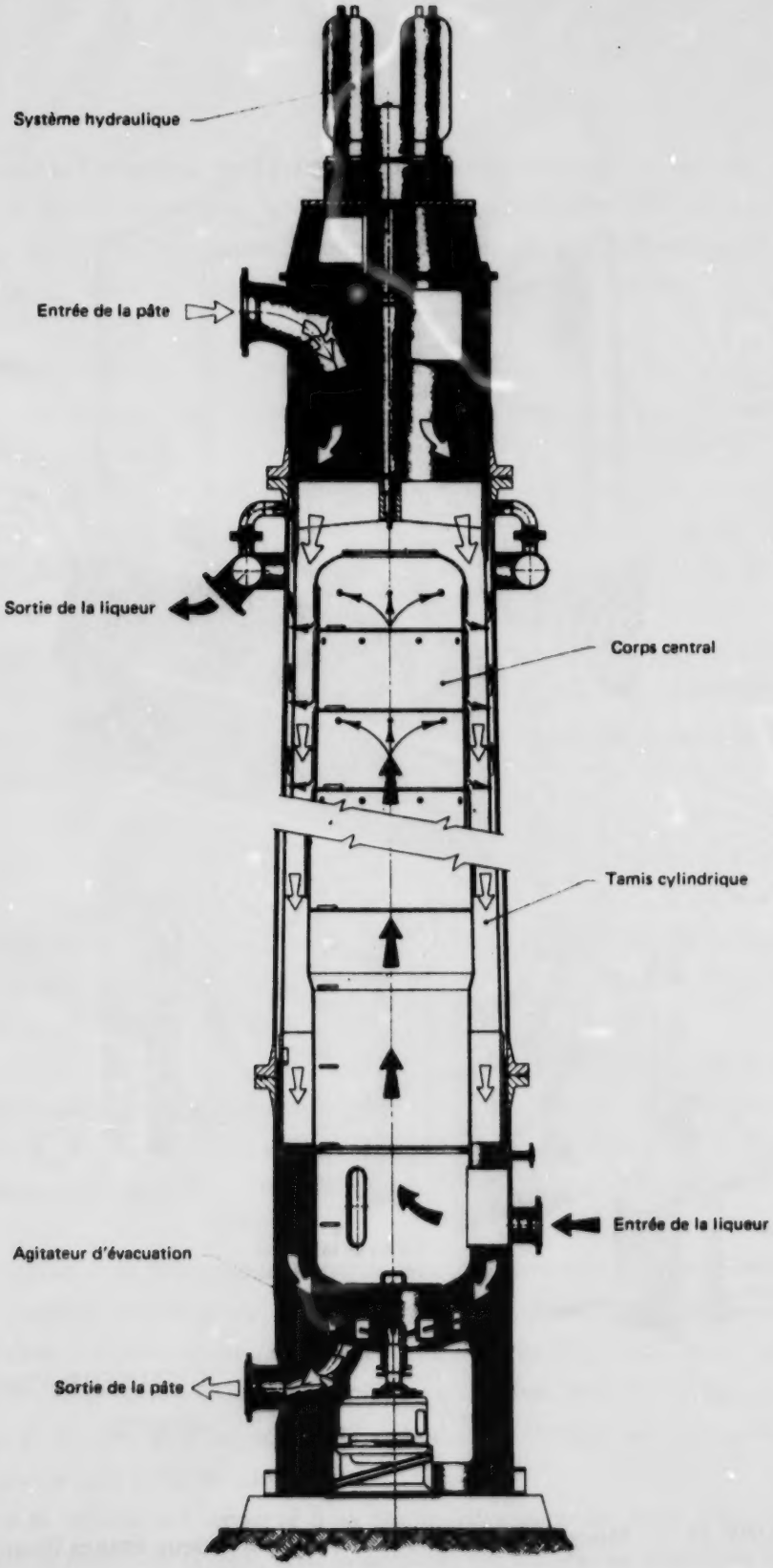


FIGURE 15 Diffuseur sous pression

pression de fonctionnement de la machine. Ce milieu de lavage coule du corps central à travers le matelas de pâte et le tamis cylindrique en mouvement et est extrait continuellement du diffuseur sous pression par un collecteur d'extraction.

Le tamis légèrement conique, en acier inoxydable, se déplace vers le bas en même temps que la pâte. Un seul vérin hydraulique fournit la puissance nécessaire pour déplacer le tamis vers le bas à une vitesse concordant avec celle de la pâte, puis, rapidement, vers le haut. Le mouvement ascendant rapide du tamis conique nettoie les ouvertures et évite qu'elles s'obstruent.

Le diffuseur sous pression permet au besoin de régler la température du courant de pâte par chauffage ou refroidissement indirects du milieu de lavage.

5.3.4 Tambours laveurs sous pression. - Un grand nombre de tambours laveurs de pâte sous pression ont été installés depuis le début des années 1950 dans différents types d'usines de pâte, principalement en Europe. L'utilisation de la pression au lieu du vide a rendu possible le lavage en plusieurs stades dans un seul tambour et la conception totalement fermée permet de laver dans un environnement chaud, d'accroître les propriétés de filtration de la pâte et de réduire le volume de liqueur à évaporer. On a signalé que des piles laveuses ordinaires à six stades, comportant deux ou trois tambours, ont un facteur total Norden "E" de 9-12 cycles complets de mélange de la pâte avec l'eau de lavage et de déshydratation jusqu'à la consistance initiale.

Le volume total de gaz libéré est très inférieur à celui des laveurs à tambours sous vide, ce qui facilite sa collecte et son incinération pour contrôler son odeur.

5.3.5 Laveurs à bande plate. - L'Ontario Paper Company et la Georgia Pacific Company ont créé toutes deux des laveurs à bande plate pour le lavage de la pâte qui ont été utilisés jusqu'à présent dans plusieurs usines avec, semble-t-il de bons résultats. Ils semblent comporter les avantages suivants: production de très peu de mousse et de faibles volumes de gaz nauséabonds exigeant d'être incinérés et qui sont comparables à ceux qui ont été mentionnés précédemment au sujet des diffuseurs.

Les laveurs à bande plate sont conçus comme des machines enfermées, du type fourdrinier, à plusieurs stades et à circulation à contre-courant. La figure 16 illustre un laveur à cinq stades. Pour des raisons d'illustration, chaque stade de lavage distinct est montré avec une seule caisse aspirante mais, dans la pratique, on utilise généralement plusieurs de ces caisses.

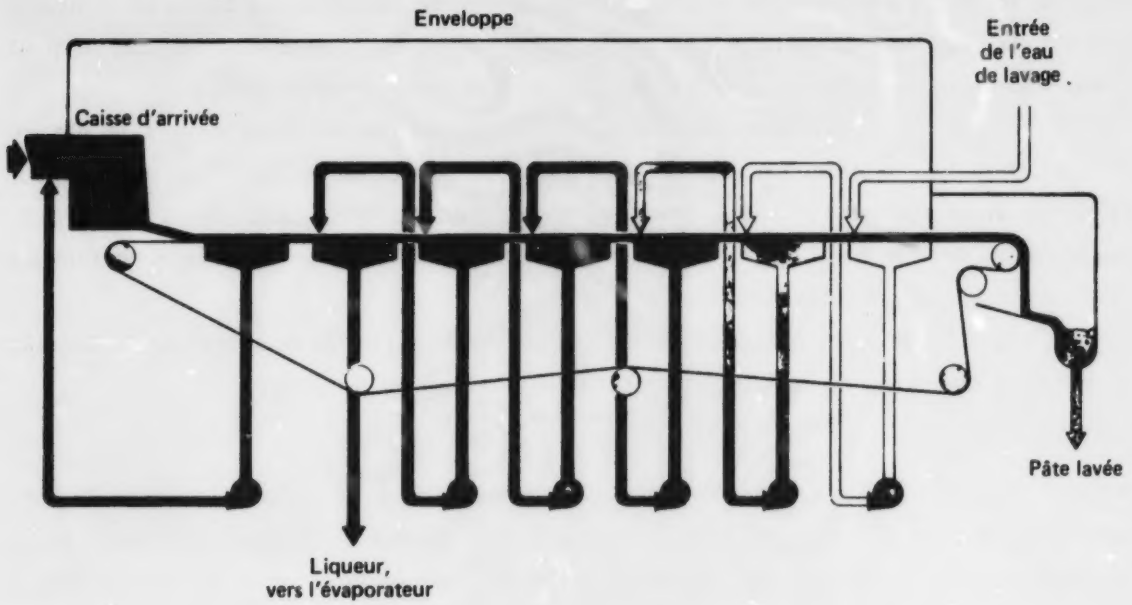


FIGURE 16 Schéma d'un laveur à bande plate (Black Clawson)

La pâte est pompée dans la caisse d'arrivée qui la répartit par gravité entre les réglettes de bordure sur la toile de formation. La consistance de la pâte entrant dans la caisse d'arrivée dépend plus de l'équipement qui précède le laveur que de tout élément particulier de ce laveur. C'est la raison pour laquelle la pâte, tamisée ou non, peut être lavée si sa consistance à l'entrée du laveur est comprise entre approximativement 1,0 et 4,0 p. 100.

Une toile sans fin transporte la pâte de la caisse d'arrivée jusqu'à l'extrémité de la machine par laquelle se fait le déversement. Des caisses aspirantes collectant le liquide déplacé à travers la pâte sont situées immédiatement sous la toile, entre la caisse d'arrivée et l'extrémité de déversement. La zone située entre la caisse d'arrivée et le premier rinceur déshydrate la pâte jusqu'à ce qu'elle atteigne sa consistance de déplacement, qui est d'environ 10-12 p. 100.

Une fois formé, le matelas de pâte n'est pas redilué pour reprendre sa consistance d'entrée, comme ce serait le cas dans les laveurs à tambour classiques. Ce matelas de pâte passe sous la série de rinceurs, et le filtrat provenant des stades successifs de lavage coule sur le matelas.

Les pompes du filtrat sont réglées de façon à maintenir le niveau de la liqueur dans la caisse aspirante à quelques centimètres sous le matelas de pâte, de sorte qu'il y a peu de risques que la liqueur noire tombant librement entraîne de l'air.

Une pression d'environ 50 kPa est maintenue par le recyclage de l'air et de la vapeur d'eau assuré par une soufflante; elle élimine le besoin d'utiliser une colonne barométrique comme dans les laveurs à tambour classiques.

Les laveurs à bande plate sont étudiés de façon plus approfondie dans les références 43, 44 et 45.

5.4 Lavage et tamisage de la pâte au sulfite

Les principes et limites pratiques du lavage et tamisage de la pâte au sulfite sont très semblables à ceux qui ont été étudiés pour le lavage de la pâte kraft. Toutefois, dans le cas des usines de pâte au sulfite ne comportant pas de systèmes de récupération chimique ou de fabrication de sous-produits, il n'est pas avantageux d'essayer de laver efficacement la pâte avec des quantités minimales d'eau. Dans de tels cas, la pratique ordinaire consiste à la laver avec un équipement simple, en utilisant des quantités d'eau relativement importantes. La plupart des usines fabricant des sous-produits de la liqueur de sulfite résiduaire disposent d'un excès de matières solides dans la liqueur; c'est la raison pour laquelle la pratique normale consiste à extraire la liqueur la plus concentrée du lessiveur ou de la fosse de décharge, puis à laver la pâte comme s'il n'y avait pas de récupération.

Les usines de pâte au sulfite qui souhaitent récupérer une forte proportion des matières solides que contient la liqueur épuisée utilisent un équipement semblable à celui qui est décrit ci-dessus pour la pâte kraft. Toutefois, l'efficacité de ce lavage est plus faible pour la pâte au sulfite, à cause en partie du coût élevé des laveurs et de l'équipement en acier inoxydable requis, ce qui limite le nombre d'étapes. Même lorsque l'efficacité du système de lavage d'une usine au sulfite est relativement faible, ce système ne contribue pas beaucoup à la DBO totale de l'effluent de l'usine parce que la DBO des condensats de l'évaporateur est beaucoup plus forte que celle des condensats de la pâte kraft. Certaines des usines de pâte au sulfite comportant des systèmes de récupération chimique fabriquent également des pâtes à usage chimique, de sorte que la DBO de leur atelier de blanchiment est également très forte. Les usines de pâte à usage chimique doivent également déverser de la zone de tamisage des cellules vasculaires et matières résineuses qui augmentent la DBO et rendent impossible une opération de triage en cycle fermé du type étudié ci-dessus pour la pâte kraft.

En résumé, les possibilités de contrôler la DBO et la toxicité dans les ateliers de lavage et de tamisage des usines de pâte au sulfite sont très limitées par rapport à celles des usines de pâte kraft.

5.5 Lavage et tamisage de la pâte mi-chimique au sulfite neutre (PMCSN)

La PMCSN est normalement lavée en exprimant la liqueur à l'aide de presse-pâtes à vis et en la tamisant dans un système de tamisage en cycle fermé. Les obstacles étudiés ci-dessus au sujet du recyclage, de la mousse, etc. sont généralement facilement surmontés dans les usines de PMCSN.

6 BLANCHIMENT DE LA PÂTE

6.1 Généralités

Les pâtes chimiques sont habituellement blanchies immédiatement après les stades de lavage décrits au chapitre 5 dans un atelier de blanchiment en continu adjacent à l'usine de pâte. Environ 70 p. 100 de la pâte kraft et 20 p. 100 de la pâte au sulfite produites au Canada sont blanchis. Le procédé de blanchiment classique est la source d'environ la moitié de la DBO, de la plus grande partie de la couleur et d'une grande partie de la toxicité de l'effluent d'une usine ordinaire de pâte kraft blanchie mais a une influence relativement moins grande dans les effluents des usines de pâte au sulfite de qualité papier. La fabrication de la pâte au sulfite blanchie pour usage chimique produit des déversements relativement importants de DBO. L'effluent de l'atelier de blanchiment contient normalement très peu de matières solides en suspension et est souvent acheminé directement vers les installations d'épuration secondaires de l'effluent, sans passer par le système d'épuration primaire.

La pâte mécanique est actuellement blanchie plus fréquemment qu'autrefois, mais ce blanchiment a une importance environnementale moins significative que celui de la pâte chimique et est étudié séparément à la section 6.5. L'étude suivante porte principalement sur le blanchiment de la pâte kraft commerciale qui est de loin la principale application du blanchiment dans l'industrie canadienne des pâtes et papiers. La technique de base des différents processus de blanchiment est décrite à la référence 6 que le lecteur connaît certainement. La référence 46 contient davantage de renseignements à ce sujet.

Le blanchiment à l'oxygène ou délignification a été utilisé à la place du blanchiment au chlore dans le premier stade de blanchiment de nombreuses usines, principalement en Europe et aux États-Unis, et il est possible de le considérer comme un blanchiment ou une réduction en pâte. Toutes les variantes de la délignification à l'oxygène sont étudiées dans la présente section.

Les abréviations suivantes sont très fréquemment utilisées dans l'étude des séquences des opérations de blanchiment et ont été reprises dans le présent rapport.

C Stade de chloration où la pâte est traitée par le chlore gazeux principalement pour oxyder et chlorer la lignine résiduaire afin qu'elle puisse ultérieurement être extraite par dissolution dans l'alcali chaud.

E Extraction à la soude caustique; dissolution des produits de réaction par l'hydroxyde de sodium.

O Traitement de la pâte par l'oxygène élémentaire, dans des conditions alcalines.

D Réaction avec le dioxyde de chlore appliqué à l'état de solution aqueuse.

C_d Chloration avec remplacement d'une petite quantité, habituellement 10 p. 100, de l'équivalent dioxyde de chlore.

D_C Addition séquentielle de dioxyde de chlore et de chlore dans le même stade de blanchiment; comporte un remplacement de plus de 10 p. 100 du chlore par le dioxyde de chlore.

H Réaction avec l'hypochlorite de sodium ou de calcium.

P Réaction avec le peroxyde d'hydrogène.

Les indices inférieurs 1, 2, etc. sont fréquemment utilisés pour indiquer premier, deuxième, etc. (par exemple: E_1, E_2). L'indice inférieur "g" indique des applications à l'état gazeux.

6.2 Séquences des opérations du blanchiment à base de chlore

La plus grande partie de la pâte chimique blanchie au Canada est traitée par des séquences d'opération CEDED, CEHDED ou procédés semblables. Ce système a été introduit au cours des années 1950 et a fait l'objet de recherches approfondies dans le domaine des sources de contaminants environnementaux et des mesures correctives possibles.

L'efficacité des stades de lavage de la pâte qui précèdent l'entrée dans l'atelier de blanchiment a souvent autant d'influence sur les caractéristiques de l'effluent de l'atelier de blanchiment que le processus de blanchiment lui-même. En fait, toute la lignine résiduaire qui n'est pas éliminée de la pâte par le système de lavage est déversée avec l'effluent de l'atelier de blanchiment, habituellement sous une forme chlorée qui est normalement encore moins environnementalement souhaitable que la lignine elle-même. Un lavage efficace de la pâte écrue est indispensable avant le lavage dans l'atelier de blanchiment proprement dit pour minimiser les déversements d'effluent; de plus, toutes les analyses de données relatives à ces effluents doivent prendre en considération la teneur en lignine de la pâte non blanchie.

6.2.1 Débit de l'effluent. - Bien qu'aucun règlement ne limite le débit de l'effluent des ateliers de blanchiment, il est généralement souhaitable, environnementalement parlant, de minimiser ces débits parce qu'une partie importante du coût de l'épuration de l'effluent est directement proportionnelle au débit. L'efficacité de l'élimination de la DBO par des usines d'épuration classiques de l'effluent est normalement un peu meilleure lorsque ces

usines épurent les déversements plus concentrés que donnent les effluents à faible débit. Toutefois, du fait que la toxicité de l'effluent des usines de pâte est effectivement définie en fonction de sa teneur en éléments toxiques, réduire le débit de l'effluent augmente habituellement sa toxicité mesurée, malgré que le débit massique des produits chimiques toxiques déversés dans l'environnement puisse rester le même.

Toute l'eau utilisée dans le processus de blanchiment doit être chauffée à la température de fonctionnement de la section (30 à 75 °C, selon le stade), de sorte que toute diminution de l'utilisation de l'eau réduit normalement la consommation de vapeur de l'atelier de blanchiment. Étant donné que les effluents de l'atelier de blanchiment ne sont normalement pas utilisés ailleurs dans l'usine, toute diminution de l'alimentation en eau du processus de blanchiment est normalement accompagnée d'une diminution correspondante du débit de l'effluent.

Au cours des années 1960, le débit de l'effluent d'un atelier de blanchiment était ordinairement d'environ 100 m^3/t de pâte, mais ce débit a été réduit dans de nombreuses usines en exploitation par différentes modifications du processus; certaines usines n'utilisent que 25 m^3 d'eau par tonne de pâte. Les diminutions des débits de l'effluent ont été obtenues principalement en introduisant le lavage à contre-courant, qui consiste à recycler le filtrat d'un stade de lavage vers un des stades précédents de lavage. Ce concept est très simple mais la réutilisation du filtrat peut être limitée en raison de diverses contraintes, particulièrement dans les usines anciennes, mais certaines solutions ont été apportées à un grand nombre de ces problèmes.

Dans les anciennes installations, la corrosion est le problème le plus commun parce que ce recyclage augmente les températures et la plupart des concentrations chimiques. Le pH peut également s'en trouver diminué, ce qui tend à accélérer la corrosion, mais une conception judicieuse du système de recyclage du filtrat peut, dans une grande mesure, résoudre ce problème. Des aciers inoxydables très riches en molybdène, le titane ou les plastiques ont été utilisés dans de nombreux ateliers de blanchiment récents pour pratiquement toutes les pièces en contact avec les liquides afin de minimiser l'entretien et de pouvoir admettre des concentrations plus fortes de chlorure. Les parties métalliques de certaines usines anciennes ont été améliorées, mais les coûts en immobilisations nécessaires peuvent être relativement élevés. Dans certaines usines, des teneurs en chlorure atteignant environ 6000 mg/l sont considérées acceptables, ce qui correspond théoriquement à des débits d'effluent inférieurs à 20 m^3/t et indique que la teneur en chlorure proprement dite ne constitue pas une limite absolue au recyclage de l'effluent dans les ateliers de blanchiment. Le titane utilisé pour construire

les laveurs par chloration, et autres pièces critiques, a permis de diminuer les coûts d'entretien de cet atelier et de ne plus considérer la teneur en chlorure comme une contrainte au recyclage du filtrat, bien que le coût de ces immobilisations soit important. Les références 47 et 48, qui étudient les usines de kraft en cycle fermé, comprennent d'autres informations sur les problèmes de corrosion et leurs solutions dans les systèmes dont l'effluent a un faible débit.

Au stade de chloration, la température a toujours constitué une contrainte importante au recyclage du filtrat. Étant donné que les étapes suivantes doivent se dérouler à des températures voisines de 70 °C, le filtrat recyclé qui en sort devrait être à une température voisine. La température de la pâte arrivant au stade de chloration serait, dans de nombreux cas, supérieure à 50 °C; c'est la raison pour laquelle l'eau froide a communément été utilisée pour diluer la pâte, car elle permet de limiter la température de chloration à environ 30 °C et éviter la détérioration des fibres. Toutefois, l'introduction d'un nouvel équipement et l'accroissement des connaissances au sujet du processus donnent de bons résultats et rendent la dilution inutile; de nombreuses usines fonctionnent avec de bons résultats à des températures atteignant environ 70 °C au stade de chloration. Les principales innovations qui ont rendu possible cette modification sont l'amélioration de l'équipement de mélange destinée à diffuser rapidement le chlore gazeux dans la pâte liquide et l'utilisation d'instruments optiques pour estimer le degré de chloration, ce qui augmente l'efficacité du contrôle rétroactif du taux d'addition du chlore. L'amélioration de l'instrumentation qui règle le débit massique et la consistance de la pâte entrant dans l'atelier de chloration aide également à réaliser le contrôle précis du degré de chloration nécessaire pour obtenir de bons résultats à des températures élevées.

En même temps qu'elle diminue le débit de l'effluent, la pratique de la chloration à haute température diminue la quantité de vapeur requise pour chauffer la pâte au stade subséquent d'extraction.

Dans de nombreux ateliers de blanchiment, les instruments de contrôle, le réservoir d'étanchéité et les systèmes de tuyauterie ne sont pas conçus pour augmenter l'efficacité du recyclage du filtrat, de sorte que les opérateurs sont forcés d'ouvrir continuellement le trop-plein de chaque réservoir d'étanchéité pour éviter que le système soit instable. Il est essentiel d'accorder une grande attention à ces points lors de la conception initiale de l'usine pour que l'exploitation en soit optimale, mais la plupart des usines existantes peuvent facilement être modifiées de façon à obtenir une efficacité presque optimale dans ce domaine.

L'étude précédente portant sur la diminution des débits de l'effluent des ateliers de blanchiment s'applique à des systèmes classiques de laveurs à tambour et est applicable à la modification des usines existantes et à la conception des usines nouvelles. Le blanchiment par déplacement, étudié à la section 6.3, est une méthode complètement différente, et elle permet de diminuer les débits de l'effluent.

6.2.2 **DBO.** - La DBO de l'effluent de l'atelier de blanchiment dépend principalement de la quantité de pâte non blanchie qui doit être dissoute pour atteindre la blancheur souhaitée. Dans les usines ordinaires blanchissant la pâte de résineux à une blancheur d'environ 90 Elrepho pour obtenir des pâtes de qualité commerciale, environ 7 p. 100 de la pâte originale sont extraits et déversés dans l'égout. Cette perte de pâte, exprimée sous forme de pourcentage de pâte séchée au four, est généralement connue sous le nom de contraction et, avec les pâtes de feuillus, elle est normalement inférieure de quelques dixièmes.

Si la pâte entrant dans l'atelier de blanchiment n'est pas convenablement lavée, la liqueur noire résiduaire est éliminée par l'équipement de blanchiment, ce qui augmente considérablement la DBO qui semble générée par l'atelier de blanchiment. La lignine de la liqueur noire résiduaire réagit avec le chlore et en consomme d'importantes quantités, ce qui augmente le coût des produits chimiques de blanchiment et la teneur en lignines chlorées de l'effluent. Ce dernier phénomène a un effet peu souhaitable sur la toxicité de l'effluent, comme l'indique la section 6.2.3.

En supposant que la pâte soit adéquatement lavée, il est possible de réaliser différents compromis entre le degré de délignification atteint au cours de la cuisson et celui du blanchiment, et les ateliers de blanchiment des usines qui cuisent la pâte à des indices kappa faibles (ce qui signifie qu'elle contient moins de lignine résiduaire) déverseront moins de DBO. En pratique, la plage des variations possibles de l'indice kappa est limitée, de sorte que la DBO de l'effluent de la section de blanchiment est normalement comprise entre 15 et 25 kg/t de pâte et que dans n'importe quelle usine, la diminution de la DBO de l'effluent de l'atelier de blanchiment qui peut être obtenue en faisant varier l'indice kappa de la pâte non blanchie est limitée à quelques kg de DBO/t.

6.2.3 **Toxicité.** - L'atelier de blanchiment constitue la source principale de toxicité de l'effluent dans la plupart des usines de pâte kraft blanchie, si leurs laveurs de pâte non blanchie et leur système de récupération chimique fonctionnent adéquatement. Au cas où de grandes quantités de matières solides de la liqueur noire sont perdues dans les ateliers

de réduction en pâte et de récupération, l'atelier de blanchiment constitue une source importante mais non prédominante de la toxicité totale de l'effluent de l'usine.

Afin de diminuer la toxicité de l'effluent, un certain nombre d'usines ont modifié la séquence de leurs opérations de blanchiment pour remplacer une certaine partie du chlore par le dioxyde de chlore, au stade de chloration. La proportion de ce remplacement varie entre un faible pourcentage et 70 p. 100, les plus fortes valeurs étant utilisées lorsqu'il est exigé de diminuer au maximum la toxicité. L'utilisation d'environ 10 p. 100 d'équivalent chlore est communément appelée "remplacement faible" et on s'accorde généralement pour dire que la toxicité et la DBO de l'effluent diminuent et que sa couleur est atténuée quand une petite proportion du chlore est remplacée par du dioxyde de chlore.

Les publications dans ce domaine contiennent de très nombreuses données contradictoires sur la suppression complète de la toxicité par un tel procédé. Au moins une usine canadienne de pâte kraft de qualité commerciale remplaçant une proportion importante du chlore par le dioxyde de chlore a signalé qu'elle respectait les règlements fédéraux sur la toxicité sans épurer biologiquement son effluent. On croit généralement qu'il y a là une certaine amélioration mais le degré de suppression de la toxicité signalé varie entre négligeable et important. Dans la plupart des cas, il y a augmentation du coût des produits chimiques associés au remplacement du chlore par le dioxyde de chlore, qui peut aller de quelques cents à plusieurs dollars par tonne de pâte selon les prix locaux des produits chimiques et, ce qui est plus significatif, le bilan chimique général de l'usine. Un certain coût en immobilisations est également entraîné par l'installation d'une capacité suffisante de production de dioxyde de chlore. Toutefois, ce remplacement comporte également certains avantages comme la diminution de la contraction et l'amélioration de la qualité de la pâte, en plus de la diminution évidente des coûts d'épuration de l'effluent.

Dans la documentation, l'interprétation de ces données est compliquée par la variété des configurations d'usines et les limites évaluées de la batterie, ainsi que par la variabilité inhérente aux essais de toxicité proprement dits. À cause de l'étendue de la plage des données et des controverses qu'elles soulèvent, certaines valeurs ont été omises dans la présente section et le lecteur est invité à consulter la documentation (49, 50, 51, 52, 53, 54).

L'augmentation des modifications apportées à la séquence des opérations d'hypoblanchiment étudiées à la section 6.2.4 est également signalée comme ayant certains effets avantageux sur la toxicité de l'effluent.

6.2.4 **Couleur.** - En supposant que les systèmes de lavage de la pâte écrue et de récupération de la liqueur noire fonctionnent de façon appropriée avec des pertes raisonnablement faibles de matières solides de la liqueur noire, le premier stade E (extraction à la soude caustique) de l'atelier classique de blanchiment basé sur le chlore constitue de loin la source la plus importante de coloration de l'effluent de l'usine, comme l'indique le tableau 13. Ces données sont basées sur la référence 55 et sont typiques de l'industrie canadienne. Les unités utilisées sont des unités de chloroplatinate de l'American Public Health Association (APHA), de sorte que le kg/t représente une quantité abstraite qui constitue la meilleure définition de la quantité totale de matière colorée déversée.

TABLEAU 13 SOURCES DE LA COULEUR DE L'EFFLUENT D'UN ATELIER DE BLANCHIMENT

Étage	Résineux (kg/t)	Feuillus (kg/t de pâte)
C	50	26
E	226	78
D	11	6
E	6	4
D	1	1
TOTAL	294	115

Il est évident que le stade E est le plus polluant et que toutes les modifications réalisées dans l'usine pour diminuer la couleur de l'effluent doivent modifier ou éliminer ce courant. Les rares processus d'épuration externes visant à diminuer la coloration de l'effluent sont principalement basés sur la séparation et l'épuration de ce courant.

Un certain nombre de séquences d'opérations de blanchiment basées sur le chlore ont été élaborées dans des laboratoires de recherche et diminuent la couleur de l'effluent et, dans une certaine mesure, sa toxicité et sa DBO (49, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60). Dans la plupart des cas, elles augmentent le frais d'exploitation et diminuent la qualité de la pâte, mais elles ont été jugées par plusieurs usines américaines plus efficaces par

rapport à leur coût que les systèmes externes d'élimination de la couleur. Ces séquences sont basées sur l'utilisation de l'hypochlorite de sodium pour remplacer en partie ou en totalité l'hydroxyde de sodium au stade d'extraction et habituellement, le chlore est fortement remplacé par le dioxyde de chlore au premier stade du processus de blanchiment.

Plusieurs techniques d'épuration externe de l'effluent ont été élaborées pour diminuer la coloration des effluents d'usines de pâte kraft blanchie (55).

6.2.5 Mutagénèse. - Un certain nombre de publications récentes ont étudié l'activité mutagène des effluents des ateliers de blanchiment (59, 61, 62, 63). Elles s'accordent généralement pour dire que seuls les effluents du stade de chloration sont mutagènes, selon le test d'Ames, mais il n'est pas encore certain que leur capacité mutagénique ait des répercussions importantes sur l'environnement ou la santé humaine.

Il a été indiqué par Rapson (63) et d'autres chercheurs que le remplacement du chlore par le dioxyde de chlore semble éliminer la capacité mutagénique de l'effluent, et plusieurs chercheurs ont montré que l'augmentation du pH de l'effluent jusqu'à environ 10 est également efficace. Les augmentations moins fortes du pH sont utiles mais ne sont pas complètement efficaces.

Aucune référence n'a été trouvée sur les répercussions mutagènes que pourrait avoir sur les humains l'effluent de l'atelier de blanchiment ni sur les mesures d'épuration à grande échelle prise dans toutes les usines. Les recherches dans ce secteur continuent et d'autres données seront publiées au cours des années 1980.

6.2.6 Composés organiques chlorés. - Un certain nombre de publications portent sur la teneur en composés organiques chlorés des effluents de l'atelier de blanchiment et plus particulièrement sur les phénols chlorés (52, 62, 64). Les composés chlorés à poids moléculaires plus faibles (inférieurs à 1000) ont été signalés comme étant très toxiques pour le poisson selon les types des groupes fonctionnels et le degré de substitution par le chlore dans l'anneau aromatique. Ils peuvent également être à l'origine d'une coloration de la chair du poisson et résistent aux procédés classiques d'épuration biologique.

Les composés identifiés jusqu'à présent ne constituent qu'une petite proportion (inférieure à 2 p. 100) du chlore total lié organiquement. Les quantités de composés organiques chlorés sont ordinairement comprises entre 3 et 8 kg/t de pâte. L'épuration biologique diminue leur concentration, mais certains composés (comme les guaiacols chlorés) y sont insensibles.

6.2.7 Épuration de l'effluent de chloration par le dioxyde de soufre. - L'effluent du stade de chloration de l'atelier de blanchiment constitue l'une des principales sources de toxicité pour le poisson dans la plupart des usines de pâte kraft blanchie. Il a été montré que si le chlore résiduaire est extrait de l'effluent du stade de chloration, que le pH est porté à 5,5 et qu'environ 0,02 p. 100 de dioxyde de soufre est additionné, la toxicité de l'effluent est considérablement diminuée ou annulée. Le travail réalisé indique que le rendement de ce processus d'épuration varie selon les usines et les espèces de bois comme la plupart des processus d'épuration de l'effluent, et qu'il est essentiel que la pâte non blanchie soit lavée efficacement avant le blanchiment. Ce processus a été utilisé avec de bons résultats pendant une courte période au cours des années 1960 et a récemment fait l'objet de certaines études (60, 65, 66).

6.3 Blanchiment par déplacement

Rapson et Anderson, de l'Université de Toronto, ont proposé en 1964 que la pâte soit blanchie par diffusion de solutions chimiques à travers un matelas de pâte d'une consistance d'environ 10 p. 100 au lieu d'utiliser les tours de réaction classiques. Leurs traités et leur brevet ont été intitulés "blanchiment dynamique" et cette expression est encore utilisée par certains auteurs. Bien qu'ils aient démontré que cette méthode pouvait être appliquée en laboratoire, ce n'est pas avant le début des années 1970 que Kamyr a mis au point un équipement utilisable pour la production commerciale. En 1976, ce procédé (que l'on appelle à présent "blanchiment par déplacement") était utilisé dans trois usines et avait prouvé qu'il permettait de blanchir la pâte avec une très faible consommation d'eau et, par conséquent, de très faibles débits d'effluent.

La plus grande partie du processus de blanchiment est effectuée dans une seule tour de blanchiment par déplacement, ce qui diminue la consommation d'eau tout en éliminant la dilution entre les stades, et qui diminue considérablement l'espace dont l'atelier de blanchiment a besoin. Environ une douzaine d'usines utilisent actuellement ce procédé, mais aucune n'est située au Canada.

Le blanchiment par déplacement est, en effet, une variante de l'équipement du processus classique qui ne diminue aucunement la DBO, la DCO, la couleur de l'effluent ou la quantité de matières organiques déversées, bien qu'il facilite le traitement de l'effluent parce qu'il en réduit considérablement le volume. Des volumes d'effluent de seulement 10 m^3/t ont été signalés, mais la plupart des ateliers de blanchiment dynamique déversent environ 15 m^3 d'effluent par tonne de pâte.

En plus de faciliter l'épuration biologique classique de l'effluent, la faiblesse des débits, commune dans les sections de blanchiment par déplacement, convient bien aux exigences du concept des usines en cycle fermé de Rapson, étudié au chapitre 9.

La figure 17 montre un atelier moderne de blanchiment par déplacement utilisant la séquence d'opérations CEDED. La pâte non blanchie provenant de l'épaississeur est diluée avec le filtrat de chloration et est pompée à travers des mélangeurs dans la tour de blanchiment par déplacement. Une solution de chlore gazeux et de dioxyde de chlore est additionnée à la pâte dans les mélangeurs. À mesure que la pâte chlorée monte dans la tour et traverse le groupe inférieur de tamis diffuseurs concentriques, le filtrat de chloration est extrait et déplacé par une solution de soude caustique.

À chaque étage du diffuseur, une série de tamis concentriques semblables à ceux des diffuseurs des figures 13 et 14 sont raccordés par une structure qui achemine le filtrat hors de la tour en direction d'un réservoir de filtrat. Trois vérins hydrauliques actionnent chaque diffuseur, et ils sont fixés à l'extérieur de la tour. Ils soulèvent le diffuseur pendant environ 70 secondes, s'arrêtent pendant environ 5 secondes pendant que le système de lavage à contre-courant détache les fibres collées aux plaques des tamis, puis ils reviennent rapidement à leur position originale. Ce cycle est répété continuellement et automatiquement. Un arbre central vertical tourne à l'intérieur de la tour et il est doté, à la hauteur de chaque étage de diffuseur, des bras horizontaux percés d'ajutages qui se déplacent entre chaque paire de tamis concentriques. Une solution chimique fraîche est pompée dans la partie supérieure de cet arbre, puis coule dans la pâte par les ajutages au niveau approprié.

À mesure que la pâte monte entre les tamis circulaires, la solution qu'elle contient est déplacée par la liqueur entrante, passe par les tamis du diffuseur jusqu'à un collecteur externe, puis coule dans le réservoir de filtrat. Des gicleurs rotatifs introduisent la solution de dioxyde de chlore à des vitesses telles que la pâte se maintient à une consistance d'environ 10 p. 100. La pâte imprégnée de soude caustique monte dans la tour et atteint le deuxième diffuseur.

Le stade de blanchiment D_1 commence lorsque la solution de dioxyde de chlore déplace le filtrat E_1 dans le deuxième diffuseur et se termine lorsque la solution est extraite à travers les plaques du tamis concentrique du troisième diffuseur (le deuxième stade E) où la solution d'hydroxyde de sodium déplace le dioxyde de chlore. Dans le quatrième diffuseur, la solution de dioxyde de chlore déplace le filtrat du stade E_2.

La pâte continue son mouvement ascendant jusqu'au cinquième diffuseur où la solution résiduaire D_2 est déplacée par l'eau de lavage chaude qui est injectée par le

INSTALLATION ORDINAIRE DE BLANCHIMENT PAR DÉPLACEMENT AVEC CINQ STADES DE BLANCHIMENT DANS UNE TOUR CEDED (KAMYR INC.)

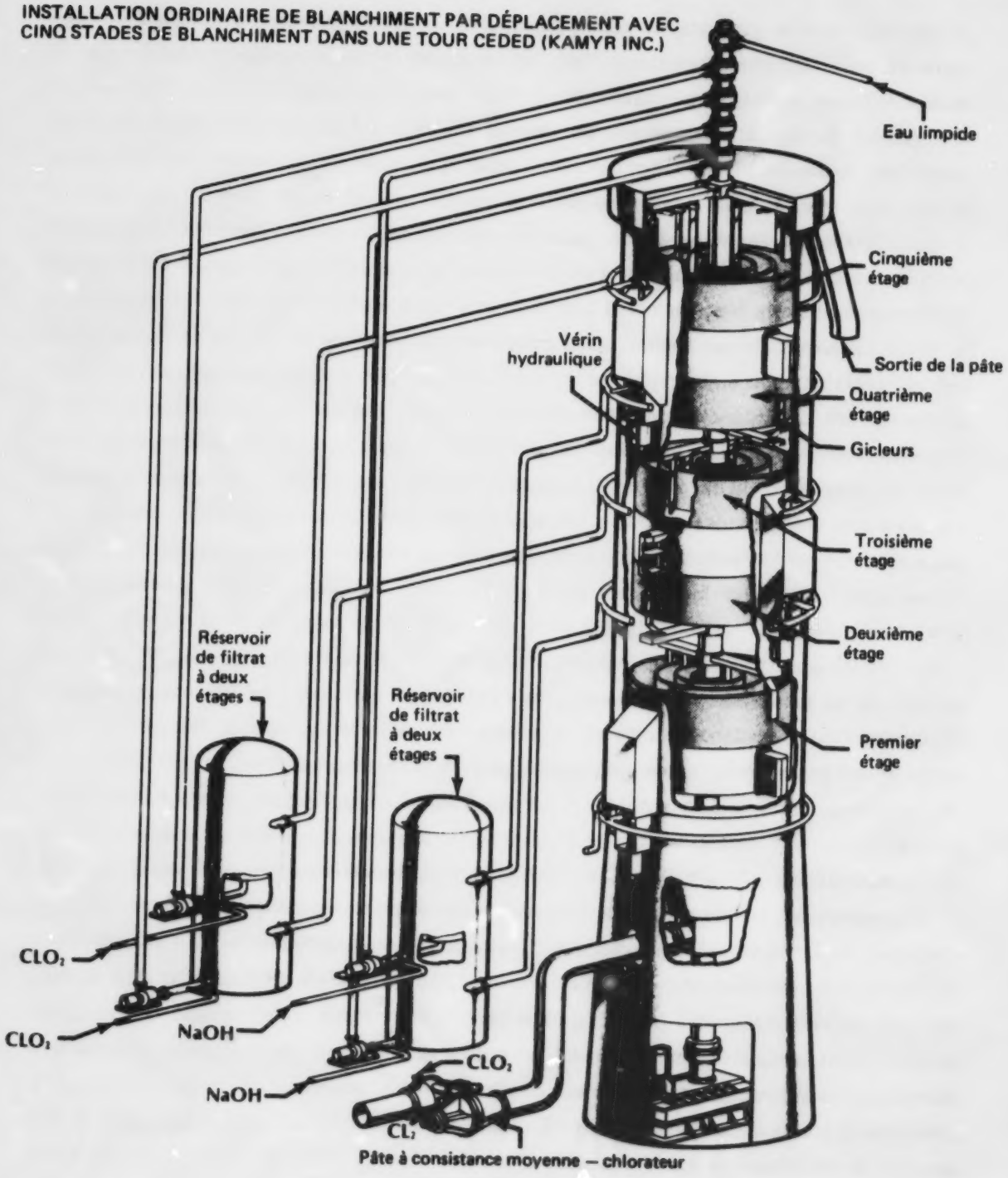


FIGURE 17 Système de blanchiment par déplacement

groupe supérieur de gicleurs. Le temps nominal de contact, à chaque stade, est compris entre 10 et 15 minutes. Les tamis d'extraction E_2 et D_2 sont combinés pour former un double diffuseur semblable aux tamis E_1 et D_1.

Le filtrat de l'extraction de chaque étage est collecté dans des tuyaux qui encerclent la tour de blanchiment au niveau de chaque tamis de diffuseur. Le filtrat coule de ces collecteurs circulaires dans de petits réservoirs individuels de filtrat.

Une unité de racloir est attachée à l'arbre central rotatif à l'extrémité de la tour pour déplacer la pâte blanchie dans un anneau de lavage d'où elle tombe dans une pompe de pâte épaisse qui la transfère dans les réservoirs de pâte blanchie à forte consistance.

Certaines des anciennes installations utilisaient pour la chloration de la pâte à faible consistance une tour de réaction classique parce que certains facteurs du comportement du chlore gazeux dans la tour de blanchiment par déplacement étaient inconnus. Les installations actuelles comprennent toutefois, avec les autres étages, un stade de chloration de la pâte à consistance moyenne dans la tour de blanchiment par déplacement. Certains des systèmes les plus récents sont installés dans deux tours pour fournir un temps de contact plus long lors du dernier stade de blanchiment au dioxyde de chlore, afin de blanchir jusqu'à des degrés très élevés d'éclat, particulièrement pour la pâte commercialisée.

Plusieurs des séquences bien connues de blanchiment ont été utilisées dans des ateliers de blanchiment par déplacement, notamment celles qui utilisent une addition séquentielle de dioxyde de chlore et de chlore. Au moins un atelier de blanchiment par déplacement passe par un stade de délignification à l'oxygène.

L'équipement de blanchiment par déplacement construit en titane, avec lavage complet à contre-courant, est compatible avec le concept d'usine en cycle fermé et est étudié au chapitre 9. Les fortes teneurs en produits chimiques qui résultent de la faiblesse de la consommation d'eau causeraient une forte corrosion si des matériaux de construction classiques étaient utilisés. Les problèmes initiaux de corrosion ou de fatigue de certaines des premières usines semblent avoir été résolus par l'utilisation de titane pour la plupart des parties mouillées en même temps que celle d'une tour garnie de briques acidorésistantes. Cet équipement est d'un coût relativement élevé mais il procure des économies considérables en équipement auxiliaire et coûts de construction par rapport à celui d'un système classique de lavage à tambour. Les problèmes mécaniques initiaux des sections de blanchiment par déplacement ont été résolus à mesure que de l'expérience était acquise.

6.4 Blanchiment à l'oxygène

Avant 1970, pratiquement tous les ateliers de blanchiment de pâte chimique étaient basés sur l'utilisation du chlore et de composés du chlore. Toutefois, depuis le début des années 1970, l'oxygène a partiellement remplacé le chlore dans de nombreuses usines européennes nouvelles ainsi que dans quelques usines américaines et une usine canadienne.

La raison principale de l'installation de la plupart des systèmes de blanchiment à l'oxygène est la baisse de la teneur en chlorure dans les eaux résiduaires. Dans la plupart des cas, le filtrat du blanchiment à l'oxygène peut être recyclé dans le système de récupération chimique, ce qui permet d'incinérer les composés organiques qui sont la cause d'une grande partie de la DBO, de la toxicité et de la coloration des effluents des ateliers de blanchiment. Parce que l'effluent brut des systèmes utilisant l'oxygène est généralement plus contaminé que l'effluent du blanchiment par chloration, des avantages environnementaux notables ne sont réalisés que si le filtrat du stade de l'oxygénation est recyclé dans le système de récupération chimique. Il n'est pas très courant d'installer un système d'élimination des sels quand il y a recyclage du filtrat du blanchiment à l'oxygène.

6.4.1 Délignification à l'oxygène de la pâte à forte consistance. - La délignification à l'oxygène consiste à utiliser de l'oxygène pour abaisser l'indice kappa de la pâte non blanchie avant qu'elle n'entre dans un processus classique de blanchiment à base de chlore; elle a été pratiquée dans environ 25 usines dans le monde entier, et notamment une usine au Canada, qui utilise des systèmes distincts pour les feuillus et les résineux. Le terme blanchiment à l'oxygène est fréquemment utilisé comme étant synonyme de délignification à l'oxygène.

Dans la plupart des systèmes de délignification à l'oxygène, la pâte lavée non blanchie est déshydratée dans une presse jusqu'à ce qu'elle ait une consistance de 25 à 30 p. 100 puis elle est acheminée dans un réacteur pressurisé où l'on introduit de l'oxygène gazeux. De l'hydroxyde de sodium est additionné à la pâte pour fixer le pH final à environ 10 et environ 4 kg de sel de magnésium par tonne de pâte sont également additionnés pour contrôler la tendance de l'oxygène à attaquer les fibres cellulosiques. Ce réacteur constitue un contenant sous pression comprenant un malaxeur ou un agitateur internes pour homogénéiser la pâte à forte consistance afin d'assurer un contact uniforme avec l'oxygène. L'oxygène est injecté directement dans le réacteur qui comporte une ouverture reliée à l'air libre pour chasser l'air ainsi que de petites quantités de monoxyde de carbone et de composés organiques volatils. À sa sortie du réacteur, la pâte est lavée soit dans un

laveur à tambour, soit dans un diffuseur, d'une façon semblable à celle du lavage de la pâte non blanchie provenant du lessiveur. Le filtrat de cet étage de lavage contient environ 50 p. 100 de la DBO, de la matière toxique et de la matière colorée qui seraient déversées par un atelier classique de blanchiment au chlore. Les quantités réelles dépendent du degré de délignification atteint dans le réacteur à l'oxygène, mais les valeurs ordinaires sont 7 kg de DBO/t et 40 kg de couleur/t de pâte.

Certains travaux ont indiqué que la coloration de l'effluent du stade de blanchiment à l'oxygène est plus forte que celle d'un stade de blanchiment au chlore équivalent, ce qui est de peu d'importance pour l'environnement à condition que le filtrat du stade de blanchiment à l'oxygène soit entièrement recyclé dans la chaudière de récupération.

Une certaine partie du filtrat du laveur à l'oxygène à plusieurs stades est réutilisée pour la dilution de la pâte au stade du blanchiment à l'oxygène proprement dit et son surplus doit être recyclé dans le système de lavage de la pâte écrue pour tirer parti des avantages environnementaux qu'il est possible d'obtenir grâce au blanchiment à l'oxygène. Cette pratique est commune dans les usines utilisant des stades de délignification à l'oxygène avant tout blanchiment à base de chlore.

Il est recommandé de laver la pâte jusqu'à ce que la perte de soude soit inférieure à 12 kg de sulfate de sodium par tonne de pâte, pour éviter une consommation excessive d'oxygène, une trop grande génération de chaleur dans le réacteur à l'oxygène, et une trop forte perte de résistance. Il est souhaitable de laver la pâte jusqu'à ce que la perte de soude soit faible. (Il faut remarquer que "perte de soude" est une expression inappropriée parce que la soude restant dans la pâte sera ensuite reprise dans les laveurs du stade de blanchiment à l'oxygène et qu'elle sera recyclée dans le système de récupération chimique de l'usine. Ce terme est toutefois très ancré dans le vocabulaire, à cause de son ancienneté.) Les systèmes de tamisage de la pâte précédant la plupart des stades de délignification à l'oxygène fonctionnent sans aucun déversement de filtrat de l'épaississeur, ce qui est indispensable pour obtenir tous les avantages environnementaux que peut donner la délignification à l'oxygène. Voir également au chapitre 5, le lavage de la pâte.

La rentabilité du blanchiment à l'oxygène dépend des prix locaux de l'oxygène par rapport à ceux du chlore et des produits chimiques nécessaires pour fabriquer sur place le dioxyde de chlore. La majorité des données publiées indiquent que les coûts de fonctionnement des usines de pâte kraft blanchie comprenant plusieurs stades de délignification à l'oxygène sont inférieurs à ceux des systèmes classiques basés sur le

chlore. Les coûts en immobilisations des systèmes de délignification à l'oxygène ont toujours dépassé d'environ 12 000 $ par tonne quotidienne de capacité ceux des usines comparables de blanchiment à base de chlore. Avec le temps, l'exploitation des systèmes de délignification à l'oxygène à l'échelle commerciale sera bien connue et il sera alors possible de concevoir des systèmes de délignification à l'oxygène plus simples et moins coûteux.

La délignification à l'oxygène de la pâte à forte consistance (20 à 30 p. 100) est utilisée pour produire différentes qualités de pâtes et leur capacité totale installée est d'environ 10 000 t/d dans le monde entier, malgré que peu d'usines nord-américaines aient adopté ce procédé. Lorsque la délignification à l'oxygène a été introduite au début des années 1970, les exigences des permis de déversement de l'effluent relatifs à la construction des usines nouvelles dans la plupart des régions de l'Amérique du Nord étaient telles qu'un système d'épuration biologique était nécessaire pour respecter les critères de la DBO ou de la toxicité, de sorte que l'avantage environnemental de l'utilisation du processus à l'oxygène se limitait à une diminution relativement modeste des coûts de l'épuration de l'effluent. On a permis à de nombreuses usines scandinaves de fonctionner sans système d'épuration biologique, à condition qu'elles procèdent à plusieurs stades de délignification à l'oxygène, ce qui a rendu cette opération économiquement plus intéressantes pour elles que pour les usines nord-américaines.

6.4.2 Délignification à l'oxygène de la pâte à consistance moyenne. - Depuis que les premiers systèmes à l'échelle commerciale de délignification à l'oxygène de la pâte à forte consistance ont été commandés au début des années 1970, cette méthode a subi une évolution considérable qui est caractéristique de n'importe quelle technique nouvelle. La plus grande partie de cette évolution n'a pas beaucoup contribué à rendre ce procédé moins nuisible pour l'environnement, mais la preuve de la faisabilité de la délignification à l'oxygène de la pâte à consistance moyenne (10 à 15 p. 100) est importante parce qu'elle permet la construction de systèmes de délignification à l'oxygène à des coûts en immobilisations comparables à ceux des systèmes basés sur le chlore. Cette variante du processus est décrite à la référence 67 et, au moment où nous écrivons, Kamyr Inc., qui a fourni environ la moitié des systèmes de blanchiment à l'oxygène de la pâte à forte consistance actuellement exploités, recommande la délignification de la pâte à consistance moyenne.

6.4.3 Extraction à l'alcali et à l'oxygène. - Il est prouvé que l'utilisation de quantités relativement petites d'oxygène au stade classique d'extraction à la soude caustique comporte certains avantages, telle la diminution de la consommation de dioxyde de chlore au cours des stades ultérieurs de blanchiment, mais cela a peu de répercussions directes sur la qualité de l'effluent mais, du fait que cette méthode permet d'ajouter moins de chlore dans le système, elle faciliterait l'application du procédé de fabrication de la pâte kraft blanchie en cycle fermé de Rapson-Reeve mentionnée au chapitre 9.

Dans cette variante, l'oxygène gazeux est mélangé à la pâte et à l'hydroxyde de sodium, immédiatement avant le stade d'extraction à la soude caustique (E) d'un processus de blanchiment classique CEDED (ou autre séquence semblable). Le gaz est introduit dans le bas de la tour d'extraction qui a ordinairement environ 20 m de hauteur, où la pression hydrostatique est d'environ 200 kPa, et où l'oxygène réagit presque immédiatement au contact de la pâte. Le même procédé peut également être utilisé au stade d'extraction de l'étape de blanchiment OCEDED.

Plusieurs usines canadiennes se livrent à des essais d'extraction à l'alcali et à l'oxygène et quelques-unes d'entre elles se dotent d'un équipement permanent pour appliquer ce procédé.

6.4.4 Blanchiment après délignification à l'oxygène. - La séquence d'opérations la plus communément utilisée est OC_dEDED dans laquelle environ la moitié de la délignification totale est effectuée au stade de la délignification à l'oxygène qui produit 50 p. 100 de la DBO et au moins 60 p. 100 de la coloration et des matières toxiques de l'effluent recyclé dans la chaudière de récupération. Lorsque le stade C_d utilise une forte proportion de dioxyde de chlore (plus de 20 p. 100), il a été signalé que la coloration et la toxicité de l'effluent diminuent davantage, ainsi que la concentration totale de chlore de l'effluent, ce qui facilite tout recyclage dans la chaudière de récupération.

Certaines autres séquences simplifiées ont été proposées et sont quelque peu commercialisées, telle la séquence OD_CED, où le stade E utilise l'extraction à l'alcali et à l'oxygène décrit à la section 6.4.3. Les coûts en immobilisations et les débits de l'effluent entraînés par ces séquences "courtes" sont plus faibles que ceux créés par les séquences classiques, mais il faudra accumuler de nombreux renseignements sur ces séquences pour savoir si elles donneront de bons résultats, une fois commercialisées. Généralement parlant, elles semblent pouvoir améliorer la qualité de l'effluent de l'atelier de blanchiment, permettre de diminuer le besoin d'épuration externe de l'effluent et faciliter l'exploitation d'une usine de pâte kraft blanchie en cycle complètement fermé.

6.5 Blanchiment des pâtes mécaniques

Le blanchiment des pâtes mécaniques est basé en grande partie sur la modification de la lignine dans la pâte pour en diminuer la coloration. Cette opération est communément appelée "intensification de l'éclat" pour la distinguer du blanchiment de la pâte chimique qui recourt à des procédés différents de ceux étudiés ci-dessus et qui éliminent des quantités importantes de lignine de la pâte.

L'intensification de l'éclat de la pâte mécanique est devenu très courante au cours des dix dernières années, particulièrement pour le papier journal, pour les trois raisons principales suivantes:

- Détérioration de la qualité du bois. La qualité moyenne du bois utilisé pour le défibrage a baissé en raison de l'augmentation des coûts et de l'obligation fréquente d'utiliser des sources de bois n'ayant pas les qualités souhaitées.
- Utilisation accrue de la pâte thermo-mécanique qui est moins blanche que la pâte mécanique à cause de la forte température à laquelle le traitement est effectué. La perte de blancheur est fonction de la température du traitement et de la pression utilisée.
- Une certaine partie de la production de pâte à papier journal sert à fabriquer des papiers spéciaux de pâte mécanique qui exigent une pâte plus blanche.

Le blanchiment est réalisé soit à l'hydrosulfite, soit au peroxyde; le choix dépend de l'augmentation du degré de blancheur souhaitée.

6.5.1 Blanchiment à l'hydrosulfite. - Le blanchiment à l'hydrosulfite augmente la blancheur de 1 à 8 points, selon la charge chimique et les conditions du procédé adopté, pratiquement sans diminution du rendement de la pâte. La plupart des premières recherches ont été faites en utilisant de l'hydrosulfite de zinc mais l'inacceptabilité des déversements de métaux lourds dans les cours d'eau a obligé à remplacer presque complètement ce produit par de l'hydrosulfite de sodium.

L'hydrosulfite de sodium peut être acheté à l'état de poudre sèche ou de solution aqueuse réfrigérée, ou bien il peut être fabriqué sur place en faisant réagir une solution aqueuse de borohydrure de sodium avec du bisulfite de sodium. Le blanchiment est effectué quand la pâte a une faible consistance, soit dans un cuvier d'emmagasinage, soit dans une tour à courant ascendant.

Les variables importantes du processus sont les suivantes:

- La blancheur de la pâte augmente proportionnellement à la quantité de produit chimique additionné, mais elle tend à se stabiliser à mesure que la charge

d'hydrosulfite approche de 1 p. 100 en poids de pâte séchée au four (voir figure 18).

- La consistance de la pâte est maintenue entre 3 et 4 p. 100 pour qu'aucun entraînement d'air ne décompose l'hydrosulfite.
- La plage optimale des pH est comprise entre 5 et 6,5. L'efficacité du blanchiment diminue rapidement aux pH supérieurs à 7, et moins brusquement à des valeurs inférieures à celles de la plage optimale.
- La plage des températures utilisables est de 35 à 80 °C mais, du fait que la réaction dépend de la durée et de la température, il est normal de pratiquer le blanchiment dans la plage des températures de 50 à 70 °C.
- le temps de réaction est habituellement compris entre 15 et 60 minutes et dépend de l'addition du produit chimique et de la température. La plupart des tours à courant ascendant sont conçues pour un temps de contact d'une heure.
- Il est devenu courant d'ajouter un agent chélatant à la pâte avant l'addition de la solution d'hydrosulfite. Son but est d'éviter que tous les contaminants métalliques, particulièrement le fer et le cuivre, soient absorbés sur la pâte parce qu'ils peuvent causer une grave altération de la couleur et diminuer l'efficacité de l'ajout d'hydrosulfite.

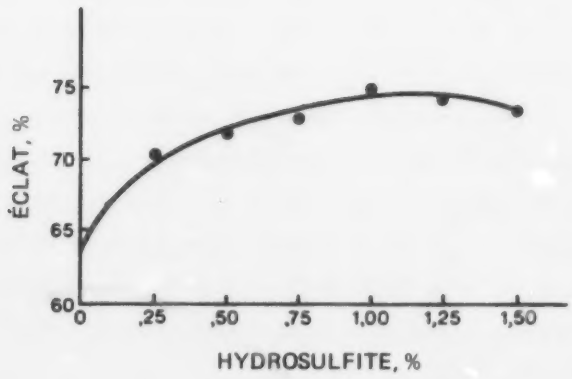


FIGURE 18 **Réaction de la pâte mécanique d'épinette au blanchiment à l'hydrosulfite**

La quantité d'écorce de bois qui alimente le système de défibrage a un effet notable sur la réaction de la pâte aux produits chimiques de blanchiment, comme l'indique la figure 19.

La corrosion des éléments en fer, acier doux et cuivre de l'équipement de l'usine est une préoccupation majeure dans le cas du blanchiment à l'hydrosulfite. Les conditions acides moyennes du blanchiment ont un effet mineur mais la corrosion peut être accélérée par les produits de la réaction et par la décomposition de la solution d'hydrosulfite.

6.5.2 Blanchiment au peroxyde. - La blancheur obtenue par oxydation au peroxyde d'hydrogène est plus intense et plus stable que celle obtenue par réaction à l'hydrosulfite, mais elle coûte plus cher. Il est possible d'augmenter la blancheur de 20 points ou plus. Ce procédé entraîne un abaissement du rendement de la pâte d'environ 1 p. 100, ce que produisent quelques kilos de DBO/t de pâte.

La liqueur de blanchiment contient du peroxyde d'hydrogène, du silicate de sodium, de l'hydroxyde de sodium et du sulfate de magnésium. Autrefois, le blanchiment se faisait alors que la pâte avait une consistance moyenne de 12 à 14 p. 100 mais l'intérêt pour le blanchiment à des consistances comprises entre 20 et 30 p. 100 augmente et cette variante est de plus en plus utilisée.

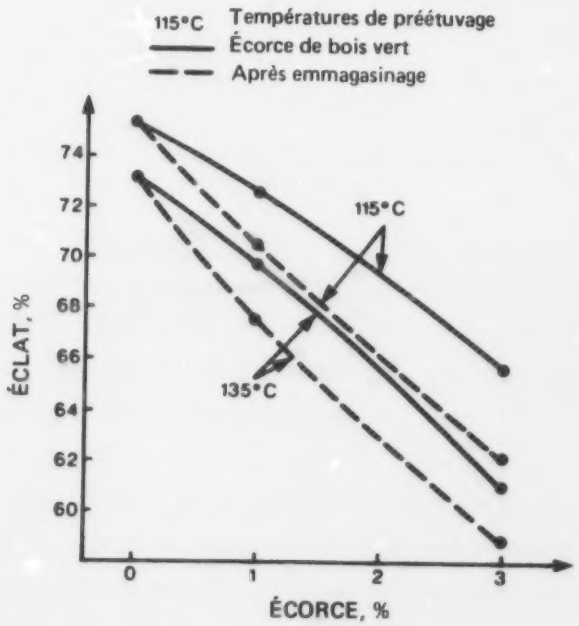


FIGURE 19 Effet de la teneur en écorce sur la blancheur (hydrosulfite)

Les variables importantes du processus sont les suivantes:

- Un agent chélantant comme le DTPA (acide diéthylènetriaminepentaacétique) est normalement additionné à la suspension de pâte (d'une consistance de 2 à 3 p. 100) avant qu'elle soit épaissie pour le blanchiment. Cet agent chélantant est additionné pour lier les métaux à l'état de traces susceptibles d'être présents dans la pâte et de décomposer le peroxyde.
- La pâte liquide diluée est épaissie jusqu'à ce qu'elle ait la consistance souhaitée, en utilisant soit un épaississeur sous vide, soit une presse.
- La pâte épaissie est chauffée par la vapeur à la température souhaitée, qui peut être de 60 °C, à condition que la stabilité du peroxyde puisse être maintenue.
- Le temps de contact est normalement de deux ou trois heures si l'on veut obtenir les meilleurs résultats possibles, mais c'est au cours de la première heure que la plus grande partie du degré de blancheur est obtenue.
- La blancheur de la pâte due au peroxyde augmente proportionnellement à la charge, jusqu'à une certaine limite pratique, comme l'indique la figure 20.
- Du sulfate de magnésium est additionné pour inhiber la décomposition du peroxyde. Le silicate de sodium, qui sert également de tampon, est maintenu à une concentration constante alors que l'addition d'hydroxyde de sodium varie proportionnellement à la charge de peroxyde.

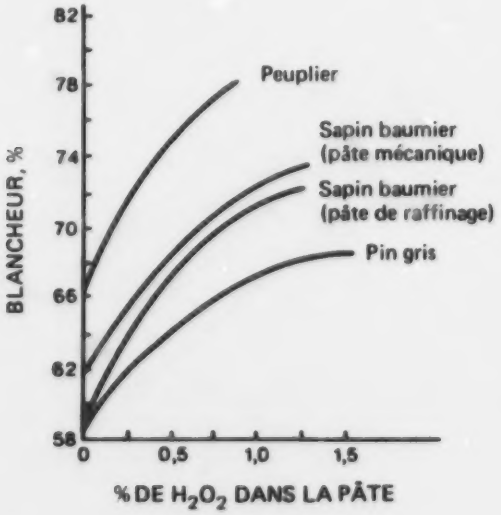


FIGURE 20 **Influence des espèces sur la réaction au blanchiment au peroxyde**

La quantité d'écorce de bois acheminée vers le système de défibrage a des répercussions importantes sur la réaction de la pâte aux produits de blanchiment, comme l'indique la figure 21, et le peroxyde est plus efficace que l'hydrosulfite pour augmenter la blancheur de la pâte contenant de l'écorce résiduaire. Lorsqu'une forte blancheur est souhaitée, le traitement au peroxyde en deux stades suivi d'un traitement à l'hydrosulfite est moins coûteux qu'un traitement au peroxyde en un seul stade.

Les pâtes mécaniques très résistantes et très blanches peuvent concurrencer avec succès la pâte chimique blanchie pour certaines applications, parce que le rendement en pâte considérablement plus élevé compense l'augmentation des coûts du blanchiment.

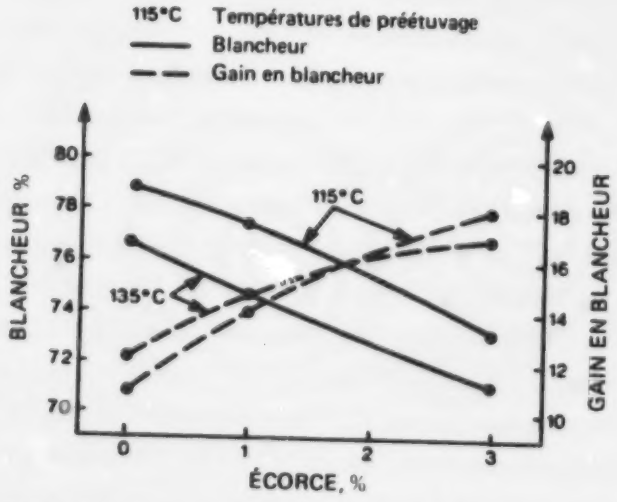


FIGURE 21 **Effet de la teneur en écorce sur la blancheur de la pâte (peroxyde)**

6.5.3 Répercussions environnementales. - Les répercussions du blanchiment des pâtes mécaniques sur les effluents d'usine sont faibles, comparativement à celles du blanchiment de la pâte chimique. Les déversements de DBO dus au blanchiment à l'hydrosulfite sont négligeables et ceux qui sont dus au blanchiment par oxydation sont normalement inférieurs à environ 3 kg/t de pâte.

En principe, aucune matière solide en suspension ne sort des opérations de blanchiment de pâte mécanique mais le supplément de pâte et l'équipement de circulation de l'eau blanche requis augmentent les risques des déversements accidentels de pâte et d'eau blanche. Un grand nombre des systèmes récemment installés comprennent des dispositifs appropriés de collecte de déversement dans l'atelier de blanchiment de la pâte mécanique.

7 FABRICATION DU PAPIER

7.1 Généralités

Les processus de base utilisés pour la fabrication du papier ont très peu changé au cours des 50 dernières années, bien que le matériel nouveau permette de produire du papier à une cadence toujours plus grande et, habituellement, un papier de meilleure qualité. Le matériel décrit au chapitre 6 est celui de l'état actuel de la technique, et on suppose que le lecteur est familier avec cette technologie.

L'atelier de fabrication du papier de la plupart des usines a un impact direct sur les matières en suspension de l'effluent de l'usine et sur son importance, mais en général peu d'effets sur la DBO ou la toxicité. La plupart des papeteries canadiennes sont intégrées à des usines de pâtes, et le choix des matières premières ainsi que les exigences de commercialisation de la papeterie ont un fort impact sur les effluents de l'usine de pâtes, plus particulièrement dans le cas des usines de papier journal.

Une grande proportion des machines à papier installées au cours des cinq dernières années sont du type à parties humides, à deux toiles. Plusieurs machines fourdrinier sont converties en machines à deux toiles, soit par le remplacement complet de la partie humide, ou par l'ajout d'une toile supérieure. La capacité de rétention des machines à deux toiles est généralement inférieure à celle des modèles plus classiques, ce qui entraîne de plus fortes teneurs dans les circuits d'eau blanche, ce qui tend à augmenter les déversements de matières en suspension. Toutefois, à cause d'un ensemble de pressions environnementales et économiques, certaines usines déversent des quantités beaucoup plus faibles de surplus d'eau blanche que par le passé. On a obtenu ces résultats en améliorant les systèmes d'eau blanche.

Les installations les plus récentes comportent des dispositifs permettant de récupérer les débordements des réservoirs et du matériel de traitement contenant de la pâte. Dans beaucoup d'usines plus anciennes, on a installé des mesures de protection contre les déversements pour réduire les déversements de matières solides en suspension.

7.2 Papier journal

Environ 60 p. 10[illegible]u papier fabriqué au Canada et du papier journal ainsi qu'environ 60 p. 100 de la pâte fabriquée sont destinés à la production de papier journal, et les tendances du marché ainsi que les perfectionnements du matériel dans le secteur du papier journal ont un effet important sur les usines de pâtes et papiers, et par conséquent sur leurs effluents.

Depuis 1973, on a noté une importante tendance du marché vers les papiers légers afin de contrer les augmentations des tarifs postaux et du prix du papier journal. La production de papier léger nécessite une pâte de qualité supérieure et plus uniforme que celle du papier classique. En outre, il y a un problème de transparence des caractères ou d'opacité quand on utilise des feuilles plus minces, mais il est résolu en utilisant une plus forte proportion de pâte mécanique. On peut obtenir ce résultat en remplaçant la pâte mécanique broyée à la meule par de la PTM, et cela explique l'utilisation accrue de pâtes thermomécaniques.

Une grande variété de procédés de réduction en pâte, et par conséquent de pâtes chimiques et mécaniques, sont utilisés maintenant pour produire du papier journal. La matière première standard classique était de 15 à 25 p. 100 de pâtes au sulfite à faible rendement et de 75 à 85 p. 100 de pâte mécanique broyée à la meule, selon l'essence utilisée et la demande en papier journal. Dans les années 1960, certaines usines ont commencé à utiliser la pâte au sulfite à haut rendement (rendement de 60 à 75 p. 100) et de la pâte mécanique broyée à la meule, et cette tendance a progressé au point qu'aujourd'hui, seules quelques usines utilisent de la pâte au sulfite à faible rendement comme matière première du papier journal. Cette technique a diminué le coût du bois mais a entraîné une perte de blancheur et une certaine perte de la qualité de la pâte. La tendance la plus récente est l'utilisation de PTM comme matière première unique ou comme substitut partiel pour la pâte mécanique broyée à la meule.

La variation considérable de la composition de la matière première du papier journal est illustrée dans les données du tableau 14. La matière première unique de type PTM permet d'obtenir le rendement global le plus élevé, soit 94 p. 100.

La DBO de l'effluent a été considérablement réduite par ces tendances mais la toxicité a souvent augmenté, étant donné que les débits d'effluents des usines étaient habituellement réduits après la modernisation et l'installation de systèmes de réduction en pâte à haut rendement. Le tableau 14 indique des exemples de déversements de DBO pour différentes matières premières de papier journal, qui sont typiques de la plage observée actuellement. Comme l'indique le tableau 2, l'utilisation de PTM comme matière première de papier journal augmentera probablement au moins jusqu'en 1986, ce qui réduira davantage les déversements de DBO par tonne de papier journal produit. L'effet sur la toxicité est moins évident, étant donné que ce paramètre dépend du débit de l'effluent. La masse des produits toxiques déversés par tonne de papier journal est approximativement constante, quelles que soient les variantes de pâtes à haut rendement, de PCM, de PCTM

TABLEAU 14 CARACTÉRISTIQUES DES MATIÈRES PREMIÈRES DU PAPIER JOURNAL FABRIQUÉ PAR DIVERSES MACHINES

Machine nº	Vitesse (m/min.)	Grammage (g/m^2)	Efficacité (%)	Type de pâte (% du total)							DBO (kg/t)
				PMM	PMR	PTM	PSCM	PS	PSHR	PKSB	
1	1048	48,3	82	3	-	80	-	-	-	17	24
2	936	48,7	82	52	-	41	-	-	-	7	17
3	918	48,6	80	-	-	87	-	-	-	13	24
4	913	48,7	79	-	-	100	-	-	-	-	25
5	911	45,1	86	-	-	100	-	-	-	-	25
6	858	46,9	79	-	-	92	-	-	-	8	25
7	844	48,7	81	64	-	-	31	-	-	5	32
8	841	48,6	81	-	80	-	-	20	-	-	72
9	814	48,8	78	76	-	-	-	-	24	-	39
10	742	48,4	75	50	-	26	-	-	24	-	43
11	683	46,2	89	44	-	34	-	22	-	-	79
12	653	48,7	87	68	-	-	-	-	33	-	50
13	584	48,7	81	62	-	-	35	-	-	3	35
14	583	47,1	75	21	-	51	-	-	28	-	51

Notes:
- PMM - Pâte mécanique à la meule
- PMR - Pâte mécanique de raffineur
- PTM - Pâte thermomécanique
- PCMS - Pâte chimio-mécanique sulfatée
- PS - Pâte au sulfite (rendement nominal 48 %)
- PSHR - Pâte au sulfite à haut rendement
- PKSB - Pâte kraft semi-blanchie
- Efficacité - Efficacité de la machine à papier; rapport de la production réelle et du maximum théorique.

Les déversements de DBO indiqués supposent une récupération classique des produits chimiques dans le cas de la pâte kraft, mais non dans celui des autres procédés de préparation de la pâte, conformément à la pratique actuelle au Canada.

et de pâte mécanique. Les débits d'effluents des usines actuelles de PTM sont nettement inférieurs à ceux des usines de pâtes au sulfite qu'elles ont remplacées et un examen des pratiques actuelles de conception indique que ces débits vont continuer à décroître, ce qui augmentera la teneur des effluents en produits toxiques.

Les ateliers des machines modernes à papier journal ne déversent pratiquement aucune DBO et très peu de matières en suspension, étant donné que toute l'eau blanche en excès est acheminée à l'usine de pâte mécanique ou de pâte chimique. Des rejets plus propres, qui sont typiquement de 10 kg par tonne de papier, sont habituellement aussi recyclés dans l'usine de pâtes, et ils contribuent éventuellement aux charges des effluents, mais ils peuvent également être déversés à l'égout de l'usine de papier, asséchés et incinérés, ou remblayés. Les systèmes des machines à papier journal sont fortement intégrés avec les usines de pâtes, et devraient être considérés comme un seul système quand on étudie les caractéristiques de l'effluent.

7.3 Catégories de papiers autres que le papier journal

Le Canada produit des papiers de types très divers. Toutefois, à l'exception du papier journal, aucun type particulier ne représente plus de 10 p. 100 de la production. Plusieurs usines produisant du papier d'emballage ont modifié leur système d'eau blanche par les techniques expliquées à la section 7.4, réduisant ainsi substantiellement l'effluent de matières en suspension. La plupart de ces usines sont intégrées à des usines de pâte et on réduit suffisamment le surplus d'eau blanche pour l'acheminer entièrement vers l'usine de pâte sans créer des problèmes de débordement. Dans certains cas, le seul effluent contaminé de l'usine est la liqueur de cuisson épuisée qui est incinérée dans une chaudière de récupération ou utilisée comme abat-poussière. Dans de tels cas, la fermeture des systèmes d'eau blanche entraîne des réductions très importantes de la DBO et de la toxicité de l'effluent, ainsi que des matières en suspension. Dans certaines usines de papier d'emballage, on a également installé des systèmes classiques de traitement des effluents, alors que d'autres ne se conforment aux règlements que par des mesures internes, au sein de l'usine.

Les autres principaux types de papiers produits sont les qualités impression et écriture. Alors qu'un grand nombre de ces usines ont amélioré leur système d'eau blanche et séparé les effluents non contaminés, la plupart de celles qui respectent entièrement les règlements régissant les matières en suspension dans l'effluent ont installé des systèmes de traitement externe de l'effluent. Dans les cas où une usine de papier fin est intégrée à une usine de pâte chimique ou mécanique, il peut y avoir une certaine intégration des systèmes d'eau blanche, mais cette technique n'est pas utilisable à l'échelle qu'on rencontre dans les usines de papier journal.

7.4 Conception du système d'eau blanche

La conception du système d'eau blanche dans les usines de papier a plus d'impact sur les déversements de matières en suspension que la qualité de papier fabriqué ou le type de machine à papier. De nombreuses publications ont porté sur les principes de la conception du système d'eau blanche (68, 69, 70, 71, 72, 73), mais relativement peu d'usines profitent actuellement de tous les avantages des méthodes mises au point pour la réduction des déversements de matières en suspension des effluents, des pertes d'énergie et des besoins en eau douce.

Les coûts d'immobilisations, la complexité des systèmes de contrôle requis, l'opinion bien ancrée selon laquelle l'utilisation de fortes quantités d'eau donne une qualité supérieure de papier et le fait que le système d'eau blanche ne se prête pas à la création d'un système clairement défini qu'un fournisseur peut mettre en marché et garantir expliquent le peu d'empressement dont les usines font preuve. Au stade de la conception de l'usine, la diversité des interrelations des ateliers, la complexité des calculs nécessaires d'équilibre de masse et d'énergie, et la nécessité de concevoir rapidement des usines de façon à répondre aux exigences du marché et à obtenir les approbations réglementaires gênent l'application des meilleures techniques de conception dans le cas des systèmes d'eau blanche. Toutefois, on a noté des progrès continus dans l'application des meilleurs principes de conception et certaines usines ont réduit les pertes d'eau blanche dans des proportions atteignant jusqu'à 75 p. 100 au cours des dix dernières années.

Les principes de la conception d'un système d'eau blanche sont basés sur l'introduction d'une quantité d'eau aussi faible que possible, sur le recyclage aussi direct que possible de l'eau blanche riche de l'atelier de formation de la machine à papier à la caisse de tête, et sur la séparation de l'utilisation et du stockage de façon à ce que de l'eau blanche aussi diluée que possible déborde jusqu'à l'égout. Pour obtenir une conception optimale, il est essentiel de calculer des équilibres de masses et d'énergie plus détaillés que ceux qui sont normalement utilisés et d'examiner les modes normaux de défectuosité ou de fonctionnement anormal de façon à s'assurer que le système fonctionnera comme prévu dans toutes les conditions vraisemblables, et non pas seulement dans des conditions idéalisées de conception.

La plupart des usines de papier au Canada sont intégrées à des usines de pâte qui fabriquent toutes leurs matières premières ou la plus grande partie de celles-ci, et alors un système optimisé d'eau blanche doit être intégré à l'usine de pâte, et plus particulièrement dans le cas des usines de papier journal. Il y a toujours eu un certain

degré d'intégration, et de nombreuses usines ont amélioré leur système d'eau blanche de façon à réduire les coûts du traitement de l'effluent, mais peu d'entre elles ont atteint des niveaux d'intégration optimisés.

La qualité des systèmes d'eau blanche, plus particulièrement du point de vue de l'environnement, est souvent décrite par le "degré de fermeture", dont la définition varie, mais qui est basée sur la proportion d'eau blanche recyclée. Étant donné qu'il n'existe pas de base commune pour cette définition, ni de façon réaliste d'en élaborer une qui couvrirait les systèmes très variés utilisés, le degré de fermeture est un concept relativement peu utile, sauf peut-être pour discuter des modifications à apporter à un système particulier. Le déversement d'effluents par tonne de papier est une mesure utile de la qualité d'un système d'eau blanche dans une usine de papier non intégrée, bien que cette notion puisse porter à confusion quand il y a plusieurs machines à papier dont les systèmes d'eau blanche sont interreliés. Dans les usines intégrées, le système d'eau blanche est habituellement commun aux machines à papier et à l'usine de pâte, ce qui complique davantage la comparaison entre les usines, mais le volume d'effluents et la perte de fibres par tonne de papier est encore le meilleur critère de comparaison utilisable.

Le matériel utilisé dans les systèmes d'eau blanche, qu'il soit moderne ou non, est d'abord le matériel de production de l'usine, étant donné que le système d'eau blanche est essentiellement l'expression d'un concept plutôt qu'un ensemble particulier de matériel. Le matériel incorporé dans les systèmes modernes d'eau blanche, mieux conçus, comprennent des ramasse-pâtes, des filtres à eau blanche et des rinceurs auto-nettoyants.

Un ramasse-pâte est un dispositif utilisé pour récupérer les fibres de l'eau blanche. On a utilisé à cette fin les filtres à tambour sous vide, des clarificateurs par flottation, des filtres à courroie, des épaississeurs par gravité et des filtres à disques, mais les meilleurs systèmes d'eau blanche, ayant des utilisations multiples, comportent un filtre à disques multiples (figure 22).

La plupart des systèmes d'eau blanche installés ou modernisés au cours des dix dernières années comportent des filtres à disques incorporés, qui constituent le dispositif principal pour la séparation des fibres de l'excès d'eau blanche. Il s'agit effectivement d'un type spécialisé de filtre à vide, qui utilise une colonne barométrique pour générer un vide permettant d'extraire l'eau d'une suspension diluée de pâte. Ils sont très supérieurs aux dispositifs classiques comme les filtres à tambour, les épaississeurs, etc., à cette fin, étant donné qu'ils peuvent être conçus de façon à séparer le filtrat en deux écoulements, généralement appelés "limpide" et "nuageux". On obtient ce résultat en prévoyant le

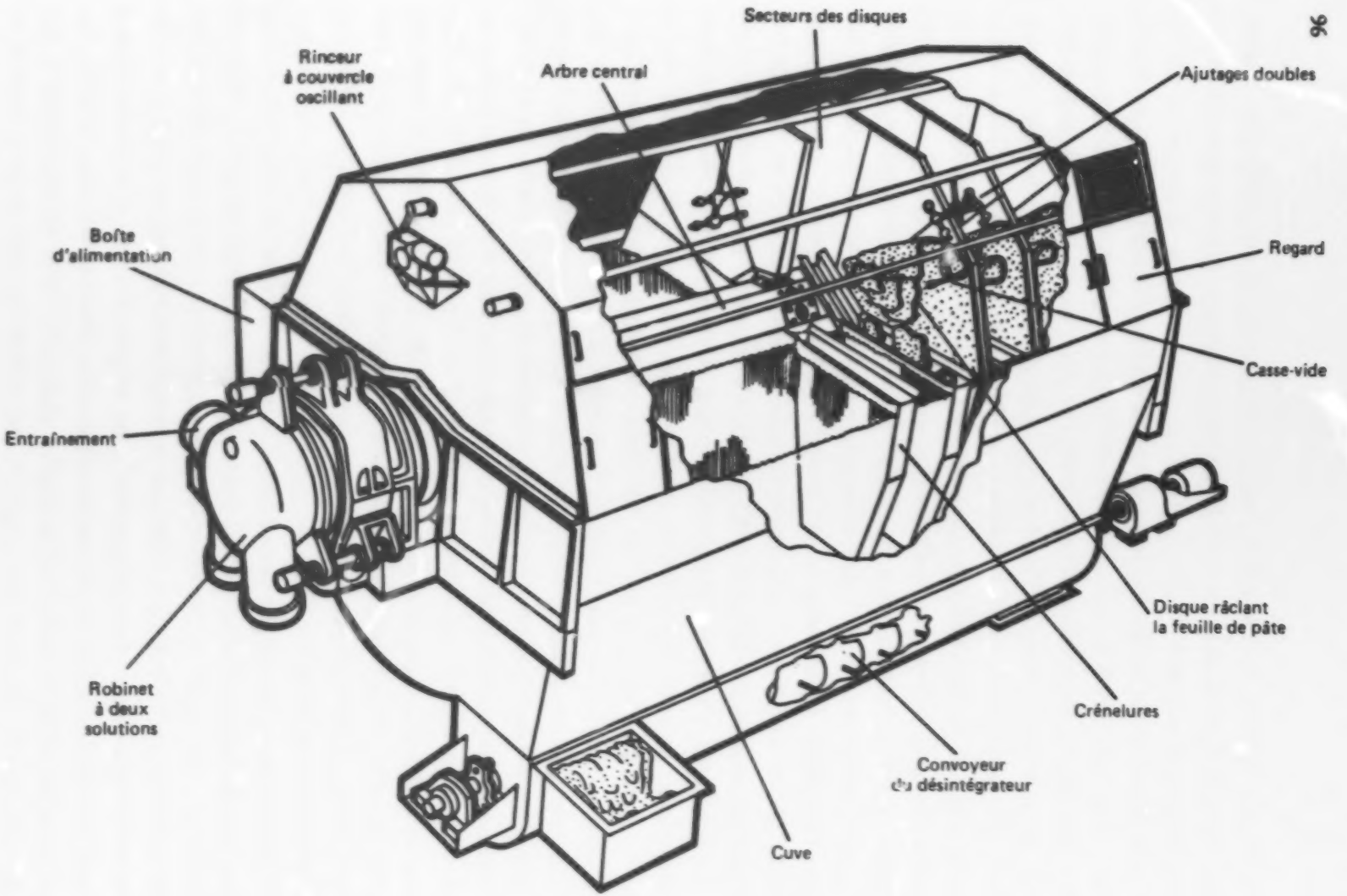


FIGURE 22 Ramasse-pâte à filtre à disques (Door Oliver)

passage de l'eau à l'intérieur des disques et l'arbre central de façon à ce que le filtrat des premiers stades d'assèchement de la charge à traiter et le matelas de fibres formé à la surface du milieu de filtration soient déversés dans une colonne barométrique, appelée la colonne nuageuse, alors que le filtrat du deuxième stade d'assèchement est dirigé vers la colonne limpide. Cette méthode entraîne une très faible perte de fibres dans la colonne limpide d'eau blanche, étant donné que celle-ci est filtrée à travers un matelas de fibres.

Il n'est pas pratique d'utiliser un filtre à disques pour l'eau blanche seulement, étant donné que la teneur en grandes fibres est trop faible pour former un matelas efficace et que le milieu filtrant pourrait être colmaté. La technique habituelle consiste à augmenter la concentration de la pâte, jusqu'à ce qu'elle ait une consistance adéquate, par l'addition d'eau d'appoint pour la pâte. On l'obtient habituellement du système en question ou, préférablement, à partir d'une certaine partie de la pâte chimique devant être traitée par la machine à papier en question.

La consistance du filtrat provenant du filtre à disques dépend normalement du type de pâte et de l'eau d'appoint utilisée. Le filtrat trouble a normalement une concentration de plusieurs centaines de mg/l, mais le filtrat limpide peut avoir une teneur en matières solides de seulement 60 mg/l quand on peut utiliser de la pâte kraft dans l'eau d'appoint, où il peut être de l'ordre de 150 mg/l quand on ne dispose que de pâtes mécaniques. La division proportionnelle des débits hydrauliques entre les écoulements limpides et troubles est réglée par un dispositif mécanique dans l'arbre du filtre à disques. Il est généralement réglé de façon à ce que les écoulements de filtrat trouble et de filtrat limpide soient approximativement égaux. En général, une diminution de la proportion de filtrat limpide amoindrit la consistance, mais il existe toujours une valeur minimale pour toute installation, et cette valeur dépend des caractéristiques de la pâte et du matériel choisi.

Pour qu'un système d'eau blanche soit efficace, il doit être conçu de façon à ce que tout le filtrat trouble et une certaine partie du filtrat limpide soient réutilisés dans le système de traitement, et que seul l'excès du filtrat limpide soit déversé à l'égout. Il est essentiel que le ramasse-pâte fasse partie intégrante de l'ensemble du système d'eau blanche, et qu'au cours de sa conception, on tienne compte du type de fibres de pâte qui passera réellement au filtre. Le ramasse-pâte traite principalement des fibres fines, et elles égouttent beaucoup plus lentement que la pâte dans la machine à papier elle-même. Les fibres de pâte mécanique à meule s'écoulent beaucoup plus lentement et il en résulte une plus forte consistance du filtrat qu'avec la PTM ou les pâtes chimiques. Dans les usines de papier fin, l'utilisation de charges non fibreuses dans la pâte tend à dégrader le

rendement du ramasse-pâte et il faut en tenir compte dans la conception du système. Les hausses de température de fonctionnement ont un certain effet sur le ramasse-pâte, en ce sens qu'elles en augmentent la capacité.

Une grande partie du surplus d'eau blanche a pour origine l'eau douce que, dans le système classique, les rinceurs envoyaient pour détacher de la toile fourdrinier et des rouleaux les fibres qui s'y étaient accumulées. On tend de plus en plus à remplacer une grande partie de cette eau douce par de l'eau blanche recyclée. Le critère principal pour la réutilisation de l'eau blanche dans ces conditions est qu'elle ne doit pas obstruer le rinceur; on filtre donc souvent cette eau avec un tamis à mailles de 100 µm. La teneur en matières en suspension de l'eau réutilisée est relativement peu importante, mais elle doit être exempte de grosses particules. De l'eau contenant plus de 200 mg/l de matières en suspension sous forme de charges d'argile a été utilisée avec succès avec les rinçeurs pour le feutre, alors que des teneurs de 10 mg/l de fibres dans l'eau boucheront de nombreux rinceurs de machines à papier et entraîneront souvent des problèmes supplémentaires. Des filtres (appelés également "épurateurs") ont été mis au point pour éliminer les fibres résiduelles que contient cette eau, avant de l'utiliser avec des rinceurs.

Plusieurs types de rinceurs auto-nettoyants ont été inventés, qui permettent d'utiliser de l'eau blanche à la place de l'eau douce. Ces dispositifs comportent des ajutages dont les trous peuvent être très largement ouverts pendant de très courtes périodes afin de dégager l'orifice des fibres qui s'y sont accumulées. Cette augmentation de dimension des trous des ajutages s'effectue le plus souvent en enlevant un bouchon de l'ouverture, par action mécanique ou hydraulique directe. Dans certains cas, la pression hydraulique est créée par un changement brusque de la pression d'eau dans l'ajutage du rinceur, et dans d'autres cas, un dispositif distinct enlève les bouchons de l'ajutage. Le fonctionnement des rinceurs peut être déclenché par les opérateurs, quand besoin est, mais il peut aussi se faire automatiquement à des intervalles fixés à l'avance.

La consommation d'eau douce par les systèmes d'eau blanche peut aussi être réduite en remplaçant d'anciens rinceurs en continu et à faible pression par des rinceurs intermittents à pression élevée qui utilisent des quantités relativement faibles d'eau. Cette solution de rechange a de nombreuses applications, en particulier le nettoyage du feutre et des toiles.

7.5 Pompes à vide

Les machines à papier nécessitent un vide plus ou moins poussé pour assécher les feuilles et les feutres, et le dispositif le plus commun pour créer ce vide est la pompe à

anneau liquide. La quantité d'eau utilisée pour l'étanchéité de ces pompes est d'environ 3 à 10 m^3/t de papier, ce qui représente une proportion importante de l'effluent total de l'usine. L'eau provenant de certaines pompes peut être contaminée par des matières en suspension (fibres ou charge) et ne peut être rejetée sans traitement. Il est de plus en plus courant d'installer des séparateurs dans les canalisations d'aspiration en amont des pompes pour récupérer les matières solides, de façon à ce que l'eau de l'anneau soit suffisamment propre pour être déversée sans traitement. Il est également de plus en plus courant de réutiliser l'eau de l'anneau pour diminuer sa quantité nette déversée. Un cycle complètement fermé est peu pratique, étant donné que la plus grande partie de l'énergie de pompage est absorbée par l'eau de l'anneau, ce qui augmente sa température. Toutefois, on peut réduire jusqu'à environ 2 m^3/t le volume de l'effluent d'eau de la pompe à vide à l'aide de certains systèmes de recyclage (74).

Un nombre croissant de nouvelles usines utilisent, au lieu des pompes classiques à anneau liquide, des pompes à vide centrifuges à sec. Celles-ci doivent être précédées par des séparateurs afin qu'aucun liquide n'atteigne la pompe. Les fibres et les matières de charge éliminées de la machine à papier par le système d'aspiration sont récupérées à la sortie des séparateurs sous forme d'un effluent relativement concentré, et le seul effluent déversé est inférieur à 0,2 m^3/t d'eau de refroidissement propre. Les séparateurs eux-mêmes sont relativement simples, puisqu'ils comportent un récipient fermé hermétiquement avec, au fond, un orifice de sortie pour le liquide et un orifice d'évacuation de la vapeur dans sa partie supérieure. Étant donné que ces séparateurs sont sous vide partiel, il faut soutirer le liquide à l'aide d'une pompe et les récipients doivent être conçus pour supporter le vide le plus poussé qu'il est possible d'obtenir avec cette pompe.

L'air sort des pompes centrifuges à sec à une température d'environ 130 °C et peut servir à l'assèchement des toiles ou à d'autres fins. L'utilisation des systèmes sous vide à sec est plus répandue en Europe qu'en Amérique du Nord, mais les coûts croissants de l'énergie ont favorisé des applications de plus en plus nombreuses de ces systèmes au cours des dernières années.

7.6 Effluents autres que l'eau blanche

Jusqu'ici, les effluents des presses des machines à papier n'étaient pas considérés partie intégrante du système d'eau blanche et ils étaient rejetés directement à l'égout. À présent, plusieurs usines recyclent l'effluent des presses à l'aide du système d'eau blanche pour récupérer la fibre qu'il contient et qui est généralement d'environ 0,5 kg/t de papier.

Autrefois, on craignait beaucoup que des particules de feutre s'introduisent dans la pâte, parce qu'elles provoquaient la rupture ou la souillure des feuilles. Toutefois, ce problème a presque totalement disparu depuis que l'on a remplacé la laine par des matériaux synthétiques dans la fabrication du feutre.

L'eau de lavage et les petites fuites de pâtes sont habituellement déversées dans le système de traitement de l'effluent et représentent de 0,5 à environ 3 kg/t de papier, selon le mode d'exploitation adopté.

La plupart des autres déversements provenant du secteur de la machine à papier sont l'eau de refroidissement qui n'a pas été en contact avec l'un ou l'autre des produits de traitement et qui n'est pas contaminée. Cette eau est souvent canalisée et elle contourne par dérivation tout le système de traitement de l'effluent. Cette pratique a pour principal objectif de réduire les coûts de traitement, mais elle sert aussi à accroître l'efficacité du traitement dans la plupart des cas, du fait qu'elle augmente la température et la concentration de l'effluent traité.

8 VAPEUR ET ÉNERGIE

8.1 Généralités

L'utilisation de déchets de bois s'est largement répandue dans l'industrie et a entraîné l'installation d'un grand nombre de grosses chaudières, d'une capacité dépassant souvent 100 000 kg vapeur/h, et qui sont spécialement conçues à cette fin. La plupart des chaudières à déchets de bois installées avant 1975 étaient en fait des éléments pouvant brûler du mazout, du gaz ou du charbon, et qui étaient pourvus de dispositifs assez simples leur permettant de brûler une certaine quantité de déchets de bois comme combustible auxiliaire. Toutefois, le coût croissant de l'énergie et des pressions d'ordre environnemental ont entraîné la création et l'installation de chaudières qui sont conçues principalement pour brûler des déchets de bois, mais qui peuvent aussi brûler une certaine quantité de combustibles fossiles. Ces nouvelles chaudières remplacent généralement un certain nombre d'unités désuètes de dimensions plus restreintes, et elles permettent souvent de supprimer les chaudières à déchets de bois peu efficaces, qui émettent de fortes quantités de fumée et de matières particulaires, qu'on trouve dans les scieries au voisinage des usines de pâtes ou de papier.

La tendance actuelle porte sur l'installation de turbogénérateurs destinés à produire de l'énergie électrique à partir de la vapeur à haute pression, avant que celle-ci ne soit utilisée à de faibles pressions comme source de chaleur dans le traitement. Cette technique encourage à utiliser des chaudières à pression plus élevée, et à remplacer par une seule chaudière à haute pression un grand nombre de chaudières brûlant des déchets de bois. Une telle chaudière, de par sa conception, n'est pas censée émettre moins de matières particulaires qu'une chaudière à basse pression, mais les modèles modernes permettent d'obtenir une combustion plus complète, de sorte que les émissions de matières particulaires sont inévitablement plus faibles quand les centrales thermiques sont modernisées. Toute augmentation des émissions de matières particulaires due aux grandes quantités de combustible brûlé quand un turbogénérateur est ajouté à une centrale thermique est en général largement compensée par les avantages d'une chaudière plus moderne.

La tendance vers une plus grande utilisation de déchets de bois a réduit la quantité d'écorce à remblayer dans les décharges contrôlées et les émissions totales de dioxyde de soufre, à cause du remplacement du mazout à teneur en soufre.

8.2 Contrôle des émissions de matières particulaires

Le matériel de contrôle des émissions de matières particulaires utilisé le plus souvent est encore le dispositif multi-cyclones. Il limite généralement les émissions de cheminées à 200 mg/m^3 (standard), valeur conforme à la plupart des règlements, quand il est installé sur des chaudières modernes brûlant un combustible exempt de chlorure de sodium ou d'autres produits habituellement à l'origine d'émissions de matières particulaires fines.

Plusieurs chaudières à déchets de bois plus anciennes émettent beaucoup trop de carbone pour qu'un dispositif multi-cyclone classique puisse se conformer aux règlements actuels. Dans certains cas, on utilise deux dispositifs multi-cyclones en série. Dans d'autres cas, l'efficacité est accrue par l'évacuation d'environ 10 p. 100 du débit gazeux de la trémie à poussière du cyclone et en traitant ce courant séparément dans un épurateur ou à l'aide d'un cyclone supplémentaire.

Les filtres à manche permettent de ramener les émissions de matières particulaires à des valeurs très faibles, et ils ont été utilisés, dans quelques cas, peu nombreux pour limiter les émissions de matières particulaires des chaudières à déchets de bois, mais leur emploi est très limité parce que de la poussière de charbon et des particules de carbone chauffées au rouge ont pris feu.

Quand les billes sont transportées ou stockées dans l'eau de mer, pratique très courante sur la côte Ouest, l'écorce se sature de chlorure de sodium. Une grande partie de cette substance est éliminée avec le gaz de combustion provenant des chaudières à déchets de bois qui brûlent l'écorce. Les particules de chlore de sodium sont petites, la plupart d'entre elles ont un diamètre inférieur à 5 µm, et elles sont beaucoup plus difficiles à éliminer du gaz que les cendres normales provenant des déchets de bois eux-mêmes. Les épurateurs électrostatiques se sont avérés efficaces pour contrôler de telles émissions, mais leur coût dépasse de beaucoup celui des ensembles multi-cyclone.

Il est techniquement possible d'utiliser des épurateurs électrostatiques avec des chaudières à déchets de bois, mais dans la plupart des cas, les coûts d'immobilisations élevés rendent cette option peu rentable. Quand on convertit d'anciennes chaudières de récupération à la combustion des déchets de bois, on conserve la plupart du temps l'épurateur déjà en place pour épurer les émissions de matières particulaires.

Les épurateurs par voie humide classiques, comme les venturis à faible chute de pression, ou de type barboteur, ont été utilisés avec succès. Alors qu'ils sont efficaces pour réduire les émissions, ils ne sont pas très répandus étant donné qu'ils produisent des

gaz de combustion mouillés, qui obligent souvent à construire une cheminée très coûteuse résistant à la corrosion, et qu'ils créent un panache de fumée très visible.

Les épurateurs à sec ont été utilisés dans quelques cas. Ils sont constitués d'un lit filtrant de gravier fin qui se déplace lentement vers le bas à l'intérieur de l'enceinte de l'épurateur, alors que les gaz de combustion circulent perpendiculairement au déplacement du gravier. Le milieu filtrant est continuellement soustrait et nettoyé par des tamis vibrants, puis il est réinjecté au sommet de l'épurateur. Des émissions de l'ordre de 150 mg/m^3 (standard) ont été signalées, mais les coûts d'immobilisations sont environ deux fois plus élevés que ceux d'un multi-cyclone, et l'entretien du matériel de manutention du gravier peut être élevé. On signale des difficultés d'exploitation dues à des blocages fréquents quand les déchets de bois contiennent des quantités importantes de chlorure de sodium.

Les rendements et les coûts du matériel de contrôle des émissions particulaires sont comparés au tableau 15.

8.3 Effluents des centrales thermiques et des centrales électriques

Les principaux effluents des chaudières brûlant des déchets de bois sont formés par l'eau de refroidissement propre et des cendres. Vers la fin des années 1960 et le début des années 1970, plusieurs usines ont choisi des systèmes de traitement à sec des cendres par suite des pressions exercées pour que les effluents de matières en suspension de l'usine soient moins importants. Toutefois, un certain nombre d'installations ont souffert d'accidents tels que des incendies dans les systèmes de traitement des cendres, étant donné que les cendres des déchets de bois contiennent souvent une quantité importante de carbone, et que la poussière peut être explosive dans certaines circonstances. Pour éviter cet inconvénient, la plupart des systèmes de traitement des cendres installés récemment sont du type à voie humide. La boue de cendres est soit asséchée et remblayée, soit acheminée vers des étangs de stockage où les cendres se déposent. L'excès d'eau est habituellement recyclé, bien qu'il puisse être suffisamment propre pour être parfois déversé directement dans les eaux réceptrices. Habituellement, on ne prévoit pas de nettoyage des étangs à cendres, et ce procédé est un moyen efficace pour transporter hydrauliquement les cendres à destination d'une décharge contrôlée.

Si les étangs de stockage de cendres sont situés et construits dans un endroit approprié, cette méthode est efficace du point de vue de la protection de l'environnement. Généralement, les cendres de déchets de bois contiennent des quantités beaucoup plus

TABLEAU 15 COÛTS ET PERFORMANCE DU MATÉRIEL DE CONTRÔLE DES ÉMISSIONS PARTICULAIRES

Type	Coût d'immobilisations (équipement installé) ($/m^3·h)	Consommation d'énergie (W/m^3·h)	Performance (mg/m^{3}std)
Multi-cyclones	1 - 2	0,4 - 1,5	réduite à 200
Multi-cyclones (avec évacuation du gaz de trémie)	2 - 3	0,6 - 2,0	moins de 200
Épurateur par voie humide	3 - 5	0,6 - 3,0	moins de 150
Filtre à manches	3 - 5	0,2 - 0,5	100
Épurateur électrostatique	5 - 7	0,5 - 1,3	100

faibles de métaux lourds que les cendres de charbon. Le volume de cendres produit par les déchets de bois représente aussi environ 10 p. 100 du volume que génère la combustion de quantités équivalentes de charbon.

8.4 Stockage des déchets de bois

Un système efficace de combustion de déchets de bois nécessite un stockage de plusieurs jours, et parfois de plusieurs semaines, à proximité des chaudières, le plus souvent sous forme de monceau à l'extérieur, ce qui fait que des précautions appropriées doivent être prises, à cause des eaux de lessivage qui en découlent inévitablement.

9 EFFLUENTS TOTAUX DE L'USINE

9.1 Généralités

Le présent chapitre traite de l'effet d'ensemble des perfectionnements techniques récents de l'industrie des pâtes et papiers, du contrôle des émissions atmosphériques, ainsi que des systèmes de traitement externes adoptés par un grand nombre d'usines en vue de protéger l'environnement et se conformer aux exigences réglementaires.

Les règlements fédéraux relatifs aux effluents de l'industrie des pâtes et papiers sont indiqués à la référence 4. Certaines provinces les ont adoptés; d'autres ont des règlements comparables. La plupart des mesures de protection de l'environnement prises par les usines de pâtes et papiers au cours des dix dernières années ont ces règlements pour origine, et on ne saurait nier qu'elles ont entraîné une diminution importante des déversements de polluants.

Toutefois, dans certains cas, les effets des règlements ne sont pas clairs. Le règlement sur la toxicité est en fait le chiffre à partir duquel la teneur en substances des effluents est toxique pour le poisson et il n'exige pas une réduction du débit massique de ces produits toxiques. Cette réglementation tend à décourager l'utilisation de procédés qui entraînent de faibles volumes d'effluents à teneurs élevées comme ceux des systèmes de blanchiment par déplacement.

La méthode des "étapes de fabrication" ou groupes d'étapes, utilisée dans les règlements pour calculer le volume permissible de déversement des usines peut entraîner des anomalies quand les opérateurs de l'usine doivent comparer l'utilisation de processus "faiblement polluants" à celle de systèmes de traitement extérieurs des effluents. Prenons-en pour exemple les mesures qui encouragent à pratiquer l'écorçage par voie humide plutôt qu'à sec à cause de la limite réglementaire plutôt stricte s'appliquant aux installations d'écorçage à sec, bien que le système à sec rejette beaucoup moins de DBO et de matières en suspension.

9.2 Sources d'effluents et leur traitement

Les déversements moyens d'effluents bruts ont diminué de façon régulière au cours des 20 dernières années à cause de la construction de nouvelles usines et de la modernisation de celles plus anciennes. Avant 1970, la conception du traitement et du matériel était basée sur l'efficacité de la production et elle tendait à minimiser les coûts

d'immobilisations aux dépens des coûts d'exploitation, de sorte que les pertes de fibres et de produits chimiques étaient relativement élevées. Alors que les caractéristiques des effluents des usines bâties au cours des années 1970 étaient souvent semblables à celles figurant aux tableaux 16 et 17 dans le cas des usines incorporant les perfectionnements les plus récents, les caractéristiques des effluents non traités de beaucoup d'usines plus anciennes correspondent davantage à celles indiquées dans les trois premières colonnes de ces mêmes tableaux. Certaines usines plus anciennes appliquent sur les lieux d'exploitation un grand nombre de mesures récentes de protection de l'environnement parmi celles dont il a été question ci-dessus, et elles ont ainsi ramené leurs effluents non traités à des valeurs beaucoup plus faibles que celles indiquées dans ces deux tableaux. La baisse importante de pertes accidentelles indiquée pour les usines modernes est le résultat du perfectionnement du système et des mesures de lutte prises au cours des vingt dernières années, ainsi que de la pratique actuelle consistant à installer dans les secteurs critiques des systèmes de nettoyage et de récupération des matières déversées.

Il ne devrait se produire aucune perte accidentelle dans une usine moderne, mais dans la pratique, il est indispensable de concevoir des systèmes de protection de l'environnement qui pareront aux erreurs humaines et aux pannes de matériel. Les erreurs humaines et les défectuosités de fonctionnement de l'équipement causées par un entretien inadéquat peuvent être minimisées par une bonne formation des opérateurs (75).

9.2.1 Sources d'effluents d'usines de kraft. - Bien que le rendement du procédé de base et de la réduction du bois en pâte soit à peu près le même dans toutes les usines de pâte kraft commerciale blanchie et qu'il ne diffère pas tellement dans le cas des usines de pâte kraft non blanchie ou de carton doublure, les effluents des usines de kraft présentent de fortes variations. Ces différences sont dues aux perfectionnements techniques, aux diverses pressions exercées au moment de la conception de l'usine pour que des mesures de protection de l'environnement soient prises, à des décisions délibérées sur le choix de mesures internes ou externes pour le contrôle de la qualité de l'effluent, au degré de formation des opérateurs et aux circonstances des accidents.

Le tableau 16 résume les caractéristiques des effluents typiques de chaque atelier de deux usines hypothétiques représentatives de la plage des données typiques signalées dans l'industrie canadienne des pâtes et papiers. Les usines "anciennes" indiquées auraient été conçues avant toute réglementation relative aux effluents et auraient probablement été modifiées plusieurs fois de façon à répondre aux pressions du marché, ce

TABLEAU 16 RÉPARTITION DES EFFLUENTS DES USINES DE KRAFT

	Anciennes usines			Mesures maximales de contrôle interne		
	Débit (m^3/t)	MS (kg/t)	DBO (kg/t)	Débit (m^3/t)	MS (kg/t)	DBO (kg/t)
Préparation du bois (par voie humide)	15	90	16	-	-	-
Préparation du bois (par voie sèche)	-	-	-	5	2	1
Réduction en pâte (non intégrée)	10	3	3	5	0,2	0,1
Lavage et tamisage	15	5	15	3	0,3	0
Condensats contaminés	10	0	15	-	-	-
Évaporateur (non intégré)	20	0	5	3	0	1
Chaudière de récupération/ chaudière thermique	15	0	0	5	0	0
Blanchiment CEDED	75	1	25	-	-	-
Blanchiment OC_dEDED	-	-	-	10	0,2	10
Recaustification (intégrée)	2	10	5	0	0,1	0
Recaustification (non intégrée)	5	1	0	2	-	0
Séchoir à pâte	15	10	1	3	0,2	0,1
Pertes accidentelles	20	30	30	10	5	5
TOTAUX	202	150	115	44	8	17,2

qui a entraîné les déséquilibres entre ateliers qui caractérisent cette catégorie d'usines et limite les possibilités d'application efficaces de mesures de contrôle internes pour les effluents. Les usines anciennes de cette catégorie ont souvent été installées dans des emplacements exigus, dont on ne voudrait probablement pas aujourd'hui. Celles datant des années 1960 ont en général été construites sur des emplacements répondant aux critères modernes, ce qui facilite leur modernisation.

L'usine de kraft moderne du tableau 16 dispose de toutes les techniques internes éprouvées dont il a été question ci-dessus et qui sont destinées à réduire la DBO, les matières en suspension et la toxicité de l'effluent, mais elle n'est pas basée sur le principe du circuit fermé dont il est question à la section 9.2.5. Aucune usine actuelle n'incorpore

toutes ces caractéristiques de conception, et il ne s'agit pas nécessairement de la combinaison optimale de mesures internes et de traitement externe de l'effluent. Dans chaque cas, il serait nécessaire d'examiner les aspects économiques de toutes les possibilités et, bien souvent, il serait plus économique d'omettre certaines des mesures internes parmi les plus coûteuses et d'augmenter les dimensions des usines de traitement des déchets. Les règlements locaux et la marge de sécurité requise pour les installations de contrôle de la pollution influe beaucoup sur les décisions finales; quand les déversements indiqués sont jugés acceptables, la configuration de l'usine pourrait être optimale et ne pas nécessiter de traitement externe.

Certaines des mesures internes éprouvées et fréquemment adoptées pour améliorer la qualité de l'effluent sont rentables quand elles n'obligent pas à agrandir l'atelier actuel de traitement de l'effluent, ou quand elles ne nécessitent aucun traitement externe de l'effluent, mais elles ne le sont pas quand le seul avantage économique est une réduction marginale de la capacité d'un système de traitement de l'effluent qui n'est pas encore installé, ou peut-être une réduction marginale des frais d'exploitation d'un système de traitement.

Les données indiquées au tableau 16 supposent que l'ancienne usine déverserait tout excès de boue de chaux, de refus de tamis et de rejets plus propres à l'égout, alors que l'usine exerçant un contrôle interne maximum assècherait ces produits à la source et les éliminerait dans une décharge contrôlée ou les incinérerait. Quand une usine a un système primaire de traitement de l'effluent, il devrait être plus économique de déverser de tels rejets à l'égout et de les éliminer de l'effluent à l'aide d'un clarificateur.

L'effluent des anciennes usines est toxique pour les poissons. En dépit de l'importante diminution des matières organiques toxiques déversées, et de l'élimination presque complète des matières organiques chlorées et de la liqueur noire résiduelle, l'effluent des usines modernes serait probablement toxique également, étant donné que son débit est environ 1/5e de celui d'une ancienne usine.

9.2.2 Sources d'effluent des usines de papier journal. - Le tableau 17 résume les sources d'effluents de trois types généraux d'usines de papier journal. La première est une usine traditionnelle utilisant un mélange de 25 p. 100 de pâte au sulfite à faible rendement et de 75 p. 100 de pâte mécanique à la meule, qui aurait été typique en 1970. La deuxième est une usine moderne qui a remplacé le procédé à faible rendement par un des procédés au sulfite à rendement élevé décrit au chapitre 3, a conservé son atelier de pâte mécanique à la meule et modernisé jusqu'à un certain point son système d'eau blanche,

TABLEAU 17 RÉPARTITION DES EFFLUENTS DES USINES DE PAPIER JOURNAL
(toutes les quantités sont exprimées en tonnes de papier journal)

	Usines anciennes			Pâte mécanique + pâte au sulfite, rendement 85 %			PTM avec mesures maximales de contrôle interne		
	Écoulement (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)	Écoulement (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)	Écoulement (m^3)	MS (kg)	DBO (kg)
Préparation du bois									
(par voie humide)	15	40	8	13	35	7	-	-	-
(par voie sèche)	-	-	-	-	-	-	2	1	1
Réduction en pâte au sulfite	100	1	75	20	1	25	-	-	-
Réduction en pâte mécanique	70	30	8	65	27	6	5	5	19
Fabrication du papier	25	15	1	25	15	1	5	1	1
Eau autre que celle du procédé	50	1	0	40	1	0	10	0	0
Pertes accidentelles	20	10	0	15	7	0	5	2	0
TOTAUX	280	97	92	178	86	39	27	9	21

mais qui ne tente pas de se conformer aux règlements relatifs aux effluents sans l'aide d'un système externe de traitement. La troisième est une nouvelle usine qui utilise 100 p. 100 de PTM et qui est conçue de façon à respecter les règlements relatifs à la DBO et aux matières en suspension, sans qu'elle ait de système de traitement de l'effluent.

9.2.3 Sources d'effluents provenant d'autres types d'usines de pâtes et papiers. - Des données ont été présentées pour les usines de pâte kraft et pour les usines intégrées de papier journal parce que ces deux types d'usines produisent la plus grande partie des produits de pâtes et papiers du Canada. Les autres types d'usines sont plus diversifiés, et il n'est pas possible de résumer de la même manière les valeurs des charges des effluents.

Les données sur des types particuliers d'usines et de procédés sont très courantes dans la documentation, et la plupart des usines actuellement en exploitation ont recueilli une quantité suffisante de données au cours de la dernière décennie pour établir une répartition des sources selon les principaux constituants. Les données signalées doivent être examinées de façon critique pour trouver la source réelle de plusieurs polluants, étant donné qu'il n'y a pas de limite généralement acceptée pour les ensembles des appareils de chacun des ateliers. Plus particulièrement dans les usines complexes, la tendance récente à davantage recycler les effluents du traitement de façon à en réduire le volume entraîne une certaine confusion dans l'interprétation des données relatives aux effluents de chaque atelier et de chaque unité.

9.2.4 Traitement de l'effluent. - Les usines de pâtes et papiers peuvent souvent se conformer aux règlements relatifs aux effluents en installant un système de traitement à la sortie de l'usine, sans mettre en oeuvre une mesure interne (6). Ce type de solution était commun aux États-Unis au début des années 1970, mais elle est rare au Canada et en Scandinavie. La plupart des usines appliquent certaines mesures internes afin de réduire le coût des traitements et à éliminer ou réduire les déversements de produits qui ne peuvent être enlevés par simple sédimentation ou traitement biologique.

Quand une usine a un système externe de traitement de l'effluent, il arrive souvent qu'on sépare les divers effluents et qu'on envoie certains d'entre eux en aval d'une partie ou de tout le système de traitement. Par exemple, l'effluent d'une usine de blanchiment de kraft contourne généralement les systèmes de traitement primaires, et certaines usines de papier journal ont adopté des mesures internes pour les usines de pâte et les usines de papier, mais elles installent un système de traitement primaire pour l'effluent de l'atelier de préparation du bois qui utilise un processus d'écorçage par voie humide.

Les modes de traitement les plus communs de l'effluent sont décrits à la référence 6. Aucun nouveau procédé de traitement n'a été mis en pratique dans les usines au cours de la dernière décennie, bien que certains systèmes de traitement anaérobie soient sur le point d'être appliqués.

La plupart des usines ont choisi des clarificateurs circulaires classiques pour le traitement primaire, bien que plusieurs d'entre elles utilisent des étangs de décantation en terre. Quand l'emplacement est approprié et que les étangs sont correctement conçus et utilisés, ils permettent à l'usine de se conformer aux règlements sur les effluents, et ils sont plus fiables que les clarificateurs mécaniques.

La plupart des usines qui ont dû installer un système de traitement secondaire ont choisi d'installer une lagune aérée, bien que certains systèmes à haut rendement et un système par boues activées à l'oxygène aient été installés par des usines ne disposant pas de l'espace nécessaire pour une lagune aérée. Les systèmes à faible rendement ont été plus fiables et ont contrôlé plus efficacement la toxicité de l'effluent qu'un système à haut rendement.

L'ensemble des caractéristiques de l'effluent non traité fournies aux tableaux 16 et 17 indique que la capacité du système de traitement de l'effluent varie très fortement, même quand il s'agit d'usines qui utilisent des procédés de production semblables et qui produisent des quantités similaires de produits.

Plusieurs usines ont mis sur pied des installations pour le contrôle des pertes accidentelles, et l'une d'entre elles a installé un système d'élimination de la couleur pour l'effluent de l'usine (76).

9.2.5 **Usine de pâte kraft blanchie à cycle fermé Rapson-Reeve.** - Le tableau 16 montre clairement que l'effluent de l'usine de blanchiment est responsable d'une partie importante de la DBO de l'effluent des usines de pâte kraft blanchie. Elle constitue également la source principale de toxicité des effluents de la plupart des usines de pâte kraft blanchie. Ces effluents ne peuvent pas être recyclés dans le processus à l'aide de la technologie classique, mais on a élaboré un type d'usine de pâte kraft blanchie fonctionnant en cycle fermé, selon le processus en cycle fermé Rapson-Reeve (48).

Jusqu'à ce jour, seule l'usine de la Great Lakes Forest Products Co. de Thunder Bay, Ontario, a été conçue et construite pour utiliser ce procédé. Étant donné qu'il s'agit de la première usine de ce type au monde et qu'elle produit et vend de la pâte depuis son démarrage, en 1977, on doit considérer que cette expérience est une réussite, bien qu'une petite quantité d'effluent contaminé soit encore déversée.

Les éléments de base de ce procédé peuvent être mis en oeuvre de plusieurs façons, et une étape de blanchiment à l'oxygène peut être incorporée au besoin pour diminuer la charge de chlorure qui circule. Des variantes des systèmes de traitement du condensat contaminé par la présence de kraft, décrits au chapitre 4, peuvent aussi être adoptées, de façon à réduire les frais d'exploitation, et le matériel de blanchiment par déplacement décrit à la section 6.3 peut servir à ramener à un faible volume l'effluent de l'atelier de blanchiment, condition nécessaire au succès de cette méthode.

Dans l'atelier de blanchiment, il faut un lavage complètement à contre-courant du deuxième stade au dioxyde de chlore au premier stade d'extraction. Les rinceurs du

laveur D/C fonctionnent à contre-courant, du stade de la première extraction (appliquée en dernier au matelas de pâte) et du premier stade au dioxyde de chlore (appliquée en premier au matelas de pâte). Aucun des laveurs de pâte n'est alimenté en eau de l'extérieur, ce qui signifie que les apports externes d'eau à l'atelier de blanchiment sont réduits au minimum, et que le volume total déversé est suffisamment faible pour qu'il soit possible de l'intégrer au cycle de récupération des produits chimiques de kraft. Aucune quantité d'eau externe n'est ajoutée régulièrement dans les réservoirs d'étanchéité, si ce n'est pour maintenir le niveau voulu. On effectue des prélèvements de pâte sur les laveurs à l'aide d'une râcle pneumatique dotée de rinceurs de toiles à faible volume et à haute pression, commandés par une minuterie, plutôt que des douches de râcleur hydraulique. Le filtrat du deuxième stade d'extraction à la soude sert à ramener à une concentration de 13 p. 100 l'hydroxyde de sodium à 50 p. 100 utilisé dans l'atelier de blanchiment.

L'intégration du filtrat de l'atelier de blanchiment dans le cycle de récupération entraîne une introduction de chlorure de sodium sous forme de charge inerte dans le système. Le chlorure de sodium doit être enlevé au rythme même ou il a été introduit, et on applique, pour ce faire, un procédé d'élimination du sel (PES). Il est basé sur l'évaporation et la recristallisation de la liqueur blanche pour séparer le sel des produits chimiques de cuisson de la pâte kraft. Le sel obtenu comme sous-produit est utilisé pour l'approvisionnement en chlorure de sodium du générateur de dioxyde de chlore.

9.3 Contrôle des émissions atmosphériques

Le contrôle des émissions atmosphériques provenant de sources individuelles a été étudié dans les chapitres 3 à 8, ainsi qu'à la référence 6. Sauf dans le cas des systèmes de contrôle des odeurs des usines de kraft, il n'existe pas de dispositif global de collecte des émissions atmosphériques analogues à celui des effluents. Actuellement, plusieurs usines de kraft recueillent et incinèrent les gaz très concentrés de soufre réduit provenant du lessiveur et de l'évaporateur, et toutes les usines à système de séparation de condensat incinèrent les gaz.

Un nombre croissant d'usines de kraft recueillent les gaz de soufre réduits totaux (SRP) à faible concentration et les incinèrent pour limiter l'odeur causée par leur exploitation. Les systèmes les plus récents recueillent toutes les émissions des dispositifs suivants, s'il y a lieu:

- hottes du trieur de noeuds;
- hottes du laveur de pâte non blanchie, de type tambour;
- réservoirs d'étanchéité du laveur de pâte non blanchie, de type tambour;

- réservoirs de stockage de la liqueur noire;
- filtre de la liqueur noire;
- réacteur et réservoirs du système de résine liquide;
- réservoirs d'écumage;
- système d'oxydation de la liqueur noire, et
- réservoirs de stockage de la térébenthine.

Un système de contrôle efficace des odeurs nécessite également le contrôle des émissions de STR de la chaudière de récupération et du four à chaux, comme il en a été question au chapitre 4.

9.4 Élimination des déchets solides

Le volume total des déchets solides produits par l'industrie des pâtes et papiers a décliné au cours des vingt dernières années, principalement à cause de la quantité toujours plus grande d'écorce qui est brûlée. Toutefois, la production de déchets solides a augmenté dans plusieurs usines parce que des composés qui étaient auparavant déversés avec les effluents ou sous forme d'émissions atmosphériques sont maintenant recueillis et doivent être éliminés de façon acceptable du point de vue environnemental. Les boues de traitement primaires sont souvent incinérées, mais étant donné que le principal élément combustible qu'elles contiennent est de la fibre, il est souvent préférable de réduire les pertes de fibres et de les récupérer plutôt que d'installer les dispositifs nécessaires pour assécher la boue et l'incinérer. Outre les fibres, la plupart des matières en suspension des effluents des usines de pâtes et papiers sont constituées de sable, de chaux, de cendres des chaudières ou d'argile utilisés comme charges; ils ne sont pas combustibles et par conséquent, un système de rejet contrôlé adéquat doit être élaboré.

Les boues des traitements secondaires sont principalement de nature organique, et il est souvent difficile de les assécher convenablement; leur incinération nécessite souvent l'utilisation de combustible d'appoint. Certains systèmes sont réputés pour fonctionner sans combustible d'appoint, parce que la boue est brûlée avec des déchets de bois combustibles. Toutefois, toute introduction de boue à faible consistance dans une chaudière ou un four nécessite une certaine quantité de combustible pour faire évaporer l'eau présente.

Diverses méthodes d'élimination des boues biologiques par conversion en fertilisants ou en denrées alimentaires pour les animaux ont été mises au point et sont plus ou moins utilisées aux États-Unis et en Europe (77, 78, 79). Toutefois, la demande

pour de tels systèmes est faible dans l'industrie canadienne des pâtes et papiers parce que la plupart des usines utilisent des systèmes de traitement biologiques à faible rendement qui ne génèrent pas de boues, ou de très faibles quantités.

Plusieurs systèmes de traitement tertiaire perfectionnés ont fait leurs preuves à l'échelle expérimentale mais n'ont pas réussi à bien se vendre à cause des importants volumes de boues à faible consistance qu'ils produisent. Lors de conception de tout système de traitement de l'effluent, il est nécessaire de prévoir un système efficace d'élimination des boues.

L'industrie des pâtes et papiers du Canada a généralement adopté des mesures internes destinées à éviter la formation de boues plutôt que d'utiliser des méthodes complexes, coûteuses et parfois douteuses du point de vue de la protection de l'environnement, basées sur l'incinération ou l'enfouissement. Exception faite de certains problèmes spéciaux, comme la boue d'un traitement biologique provenant d'une usine de pâte au sulfite à usage chimique, il est techniquement possible de limiter la production de boues à moins d'environ 10 kg/t de pâte produite par des mesures internes, et en utilisant des systèmes de traitement biologiques à faible rendement plutôt que des procédés à haut rendement. Cette option peut être ou ne pas être économique, selon les conditions locales.

10 L'INFORMATIQUE ET LA PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

10.1 Généralités

L'industrie des pâtes et papiers, comme la plupart des secteurs industriels et commerciaux, fait de plus en plus appel aux ordinateurs. Une partie restreinte, mais non négligeable, des applications de l'informatique a trait directement aux mesures de protection de l'environnement, et un grand nombre des applications dans les domaines techniques, dans le secteur du contrôle et de la commande automatisée des procédés influent indirectement sur les aspects environnementaux de la conception et de l'exploitation des usines de pâtes et papiers.

L'utilisation des ordinateurs dans cette industrie se répartit en cinq grandes catégories, à savoir:

- calculs techniques et études d'optimisation des procédés de fabrication;
- conduite des processus industriels;
- analyse des effets sur l'environnement;
- génie civil, mécanique et électricité;
- comptabilité et activités commerciales.

Les deux dernières catégories n'offrent pas beaucoup d'intérêt du point de vue environnemental et ne seront pas étudiées plus avant. Les divers aspects environnementaux des trois autres catégories sont examinés ci-dessous. C'est l'utilisation des ordinateurs en vue de la conduite des processus industriels qui a fait l'objet de l'étude la plus détaillée, car il s'agit là de l'application la plus importante et probablement aussi la plus mal connue.

10.2 Calculs techniques et études d'optimisation

Les procédés de fabrication de l'industrie des pâtes et papiers sont caractérisés par un grand nombre de circuits de recyclage et par des relations complexes entre les opérations des divers départements et ateliers. Les méthodes mathématiques nécessaires à l'analyse des opérations sont bien connues depuis de nombreuses années, mais elles n'ont jamais été appliquées au mieux à la conception d'usines neuves ou modernisées, pour arriver au meilleur compromis possible entre le coût d'immobilisations, les frais d'exploitation et les déversements dans l'environnement. Les traditions héritées du passé, dans cette industrie, expliquent en partie cette situation, mais la faute en revient surtout à la quantité excessive de personnel nécessaire pour effectuer les calculs. Le coût en

personnel et les retards entraînés par le calcul complet et détaillé des bilans de masse et d'énergie ont conduit à scinder les usines en ateliers distincts, et non plus à les considérer comme un tout, et ces mêmes raisons ont poussé à utiliser de nombreuses méthodes de calcul pratiques et simplifiées, fondées sur l'expérience. Cette façon de procéder sera toujours, dans une certaine mesure, nécessaire dans les domaines de l'ingénierie et des activités commerciales; mais, le recours exclusif à l'expérience passée pour la conception et les modifications de grands ensembles de fabrication a comme effet de freiner le progrès technique, et de nuire à l'efficacité, à mesure que le système de production devient de plus en plus complexe, et que le rythme du développement technique s'accélère.

Des méthodes de calcul rapides et efficaces sont indispensables pour optimiser des procédés et faire qu'ils répondent aux besoins environnementaux et économiques de la présente décennie. Des programmes ont donc été élaborés sur ordinateur pour calculer les bilans de masse et d'énergie intervenant dans la conception initiale ou dans la modernisation des procédés les plus compliqués d'usines de pâtes et papiers.

Le premier calcul de bilans de masse et d'énergie pour déterminer le schéma de fonctionnement d'une usine quelle qu'elle soit, par ordinateur ou par des méthodes manuelles, nécessite une grande somme de travail (en général environ deux mois-personnes pour une usine de taille moyenne); mais, avec un logiciel d'ordinateur approprié, les calculs ultérieurs pour modifier la conception ou le fonctionnement peuvent être effectués très rapidement et à peu de frais. Étant donné que les ingénieurs peuvent utiliser les programmes d'ordinateur pour évaluer les effets des nombreux changements possibles, avant de choisir la solution optimale finale, d'allouer des fonds à l'achat d'équipement et à la réalisation de modifications, on parle généralement de modèles mathématiques ou de systèmes de simulation technique.

Bien que ces méthodes de simulation technique puissent faire baisser le coût des calculs, leur principal avantage réside dans le fait qu'elles permettent la modélisation mathématique de toute une usine, la prévision assez précise des caractéristiques de l'effluent et des émissions dans l'atmosphère, ainsi que l'obtention d'autres données nécessaires pour une conception optimale de l'usine. En outre, ces modèles permettent d'évaluer différentes conceptions d'usines ainsi que les conséquences de tout changement, avant d'engager des fonds pour l'achat de l'équipement le plus important.

Au stade de l'exploitation de l'usine, il est possible, grâce à ces modèles, d'étudier le procédé, et d'apporter des améliorations de façon à réduire le plus possible les

frais d'exploitation ou les quantités d'effluent et d'émissions atmosphériques. Ils sont particulièrement efficaces dans des secteurs complexes, comme les systèmes à eau blanche pour l'ensemble de l'installation, comprenant plusieurs machines à papier, et parfois plusieurs unités productrices de pâte.

Dans les années 1960, plusieurs fabricants d'équipement spécialisé utilisaient avec profit les ordinateurs pour les calculs techniques, en se limitant à leurs propres équipements.

Jusqu'au milieu des années 1970, il n'existait pas de logiciel assez bien élaboré pour pouvoir être adapté à la conception d'usines complètes et variées. Aujourd'hui, on dispose de plusieurs systèmes, de plus en plus utilisés. Des logiciels permettant d'effectuer l'analyse technique détaillée pour toute une usine ont été mis au point par des conseillers, avec accès limité aux employés. Cependant, il existe maintenant d'autres systèmes de simulation technique très efficaces pour l'industrie des pâtes et papiers, auxquels tout le monde peut avoir accès par l'intermédiaire de réseaux à temps partagé. Les usines, les experts-conseils et les fabricants d'équipement utilisent ce système pour leurs propres calculs; on peut y avoir accès à partir de n'importe quel endroit en Amérique du Nord, grâce aux lignes téléphoniques publiques et à un terminal ne coûtant que quelques milliers de dollars. Les organismes de recherche et de développement utilisent de plus en plus ce système, et un certain nombre d'usines, de consultants et de fournisseurs d'équipement ont même acheté le logiciel pour l'exploiter sur leurs propres ordinateurs.

10.3 Les ordinateurs et la conduite des processus industriels

10.3.1 Généralités. - Les composantes de base des systèmes de conduite des processus industriels sont illustrées à la figure 23. Le rôle de l'ordinateur consiste à maintenir les variables au niveau fixé, ou à respecter les objectifs du procédé. Cela nécessite un capteur pour mesurer la variable (valeur mesurée) et un régulateur qui calcule l'écart entre la valeur mesurée et la valeur de consigne, ainsi que le montant dont il faut faire varier la variable manipulée (entrée du procédé) pour amener la variable réglée à sa valeur de consigne. La variable que l'on fait jouer est ajustée grâce à un actionneur, comme par exemple une vanne automatisée.

Les systèmes automatisés de régulation sont nécessaires en raison de l'existence d'une ou de plusieurs variables perturbatrices qui modifient la variable préfixée. Ce type de régulation se fait en boucle fermée; c'est le système le plus couramment employé. Le

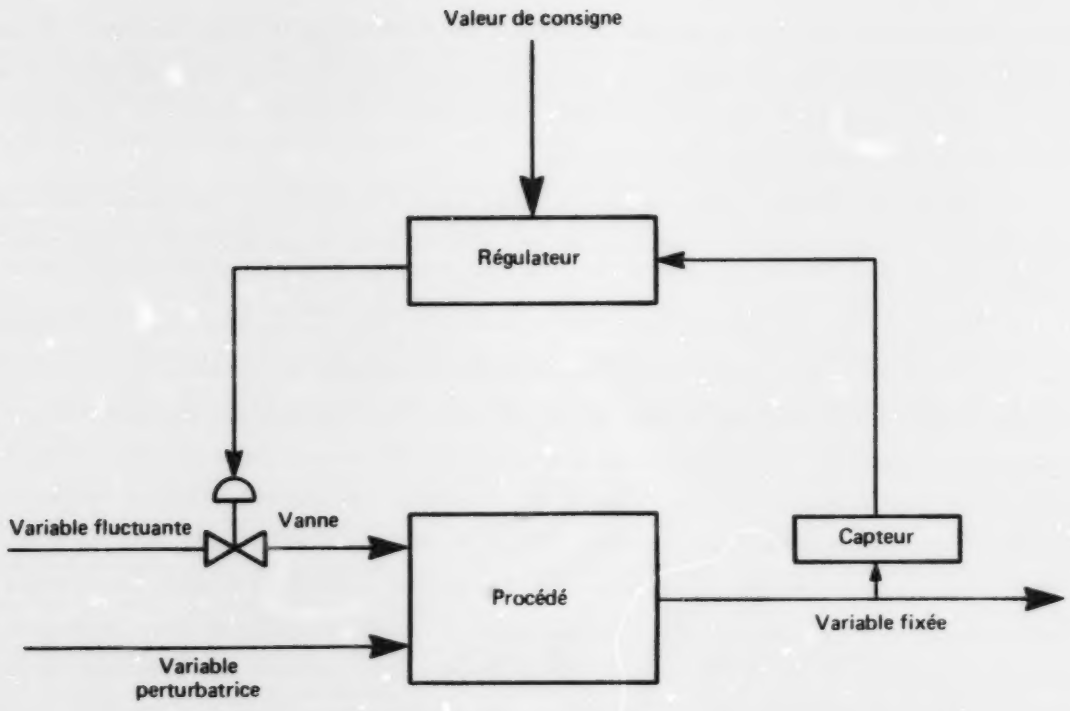


FIGURE 23 Composantes du système de conduite d'un processus industriel

résultat de la régulation en boucle fermée ne peut être parfait du fait que le système n'effectue des corrections qu'après déviation de la variable réglée par rapport à sa valeur de consigne.

Dans certains cas, il est possible de mesurer une ou plusieurs variables perturbatrices, et d'ajuster la variable fluctuante de façon à éviter les fluctuations de la variable préfixée. C'est la régulation en boucle ouverte, qui est généralement plus complexe que celle en boucle fermée; de plus, le chargé de projet doit avoir une connaissance plus précise du procédé. La régulation en boucle ouverte est un exemple d'automatisation à plusieurs variables. Il existe un autre type de régulation à plusieurs variables, où la variable manipulée modifie aussi une seconde variable de sortie (système par interaction). Si les deux variables de sortie doivent être réglées, il faudra disposer de deux variables fluctuantes, ainsi que d'un système de régulation sans interaction ni déconnexion.

10.3.2 Conduite de processus industriels interdépendants. - Les usines de pâtes et papiers comprennent des centaines de procédés individuels, reliés entre eux en série ou en parallèle. Généralement, ces procédés sont séparés par des réservoirs ou des installations de stockage tampons. Le niveau des réservoirs monte ou baisse chaque fois que les débits des procédés en aval et en amont diffèrent. Lorsqu'un réservoir déborde, il existe un risque de pollution, et lorsqu'un réservoir se vide complètement il y a fréquemment perturbation du procédé avec, parfois, débordement accidentel d'autres composantes de l'équipement connecté.

10.3.3 Conduite hiérarchique. - Les processus des usines de pâtes et papiers sont complexes, et les systèmes modernes de conduite (ou régulation) des procédés tiennent compte de cette complexité. Néanmoins, la structure de base des systèmes de régulation de ces usines ressemble à celle de toutes les industries de transformation, car elle est de type hiérarchique (80, 81). Cette structure comprend cinq niveaux, qui ont les fonctions suivantes:

A Conduite directe
- règle individuellement un seul procédé ou unité, soit par boucle fermée unique, soit par boucles fermées ou ouvertes de plusieurs variables;
- reçoit les valeurs de consigne du niveau de supervision;
- donne l'alarme en cas de situation anormale, et prend les mesures correctives;
- recueille des données sur le rendement du procédé, sa consommation de matières premières et d'énergie, ainsi que sur ses déversements, et les transmet au niveau de supervision.

B Conduite de supervision (section)
- règle toute une section comprenant plusieurs procédés, ayant chacun son propre système de conduite directe;
- optimise le fonctionnement de chaque procédé à l'intérieur de la section, c'est-à-dire détermine des valeurs de consigne pour les variables fluctuantes, y compris l'échéancier de production selon la capacité de chaque unité;
- recueille les données pour l'ensemble de la section, en fonction de chaque unité de production, des stocks, de la consommation de matières premières et d'énergie, et des déversements;
- assure la communication entre le niveau inférieur (conduite directe) et supérieur (division).

C Coordination intra-division

- détermine l'échéancier de production pour chaque section à l'intérieur d'une division, en conformité avec l'échéancier de production de l'usine;
- minimise les coûts (matières premières, énergie, déversements) à l'intérieur de la division;
- prépare les rapports de production pour la division;
- recueille des données et garde à jour des dossiers sur la production, les stocks, la consommation de matières premières et d'énergie, et les déversements;
- assure la communication entre le niveau inférieur (conduite de supervision) et supérieur (gestion-exploitation de l'usine).

D Gestion-exploitation de l'usine

- détermine les échéanciers de production pour toutes les divisions, sections et unités de l'usine;
- établit de nouveaux échéanciers de production à la réception de nouvelles commandes, ou à la suite de perturbations dans la fabrication;
- détermine les quantités optimales pour la fabrication (comme les niveaux des réservoirs);
- surveille les stocks;
- surveille la qualité du produit;
- surveille la consommation de matières premières et d'énergie, ainsi que les déversements de l'usine.

E Gestion-information de l'usine

- assure le lien avec les secteurs autres que ceux de production, comme les services de la Comptabilité, de l'Entretien, etc., à l'intérieur de l'usine, ou encore le service des Ventes, le siège social, les divers organismes gouvernementaux, etc., à l'extérieur de l'usine;
- prépare les rapports courants et statutaires sur la production, les coûts, la qualité, les déversements, etc.;
- communique l'état des commandes.

Ce système de conduite hiérarchique fonctionne parallèlement à l'organisation hiérarchique normale du personnel, comprenant les opérateurs (unités), les contremaîtres et les superviseurs (section), les chefs de production (division), les directeurs de production (exploitation de l'usine) et les directeurs généraux de l'usine (gestion-information).

L'analyse structurelle est importante pour la régulation des effluents, du fait que ces derniers sont générés à l'intérieur de l'usine, avant d'être traités.

Dans l'application du système de conduite hiérarchisé, il faut considérer deux fonctions fondamentalement différentes:

- le contrôle du débit et de la composition de l'effluent d'un processus individuel, comme celui du gaz de carneau ou de l'eau blanche en excès;
- le contrôle des niveaux des réservoirs et de l'équipement auxiliaire pour éviter les trop-pleins, les déversements accidentels, et les vidanges en cas de réparation.

Dans un système de régulation donnée, chacune de ces deux fonctions peut subir les effets des mesures et des décisions prises à tous les niveaux de la hiérarchie. La conduite directe améliorée, qui est possible avec les systèmes modernes informatisés parfaitement conçus, permet de stabiliser le fonctionnement individuel de chaque unité, et de minimiser les fluctuations du débit et la composition des effluents. Une optimisation de la conduite de la supervision doit tenir compte des contraintes créées par le volume des effluents et par les émissions dans l'atmosphère.

Un échéancier judicieux et la coordination intra-division aux niveaux supérieurs permettent de minimiser les trop-pleins dans les réservoirs ainsi que les déversements inutiles dus à une mauvaise synchronisation entre les débits en aval et en amont. L'utilisation de signaux d'alarme aux niveaux inférieurs et une communication rapide avec les niveaux supérieurs permettent des interventions correctives rapides ou à long terme.

10.3.4 Calculateurs numériques et analogiques. - Pour ce qui est de la conduite directe, l'automatisation est assurée par des calculateurs analogiques et numériques. Avec les premiers, l'entrée et la sortie du régulateur (variable mesurée, valeur de consigne, actionneur) se font par air comprimé ou courant continu. Jusqu'ici, c'était le système le plus utilisé, mais il est progressivement remplacé par l'équipement numérique. Avec ce dernier, la régulation est calculée numériquement et un signal permet d'actionner une vanne ou un autre dispositif qui agit sur le procédé. Les systèmes numériques comprennent toujours des dispositifs de conversion analogique-numérique, de façon à pouvoir s'adapter sur les capteurs et les actionneurs, le plus souvent de type analogique.

On réserve les systèmes analogiques pour le niveau le plus simple, soit la conduite directe. Ce matériel devient trop complexe et manque de flexibilité quand on en vient à la conduite supérieure.

10.3.5 Conduite informatisée de processus industriels. - L'introduction des systèmes numériques a en grande partie été tributaire du coût des ordinateurs. La première percée survint vers 1970 avec l'arrivée sur le marché du mini-ordinateur dont le coût était relativement bas. Une nouvelle industrie vit alors le jour, produisant des systèmes de conduite de processus "clés en main" pour l'automatisation d'une unité, ou d'une ensemble d'unités. Ces systèmes comprenaient tout le matériel (ordinateurs, capteurs spéciaux, pupitres pour les opérateurs), le logiciel (programmes de régulation), ainsi que les services d'ingénierie.

Au début, les applications ont porté surtout sur l'automatisation par ordinateur des machines pour le papier, sans aucun avantage direct et visible dans le secteur de la lutte contre la pollution. Cependant, on pouvait supposer qu'il en résulterait à la fois un avantage et un inconvénient. L'avantage: un fonctionnement beaucoup plus stable de la machine, d'où moins de déchirures du papier et moins de refus, qui entraînent tous deux la formation de quantités excessives de casses humides et sèches, lesquelles à leur tour font déborder les réservoirs et sont à l'origine de déversements accidentels. L'inconvénient résulte d'une propriété fondamentale des boucles de régulation, dont le rôle est de minimiser les fluctuations de la variable réglée (comme par exemple l'humidité du papier). Ces fluctuations sont provoquées par une variable perturbatrice (par exemple l'indice de raffinage de la pâte). Le système de régulation transfère cette variation à la variable fluctuante (débit de vapeur). Cela a comme effet de perturber la pression de vapeur ainsi que l'alimentation en combustible et en air de la chaudière avec, comme conséquence, un risque d'émissions plus grandes. De plus, il y a perturbation d'autres unités dépendant de la vapeur, comme les évaporateurs de liqueur noire, ce qui provoque à son tour un mauvais fonctionnement de la chaudière de récupération, la décontamination des émissions devenant alors de plus en plus difficile.

Les systèmes de conduite de processus industriels par ordinateur pour les lessiveurs fonctionnant en discontinu ou en continu sont de plus en plus employés, et ils procurent certains avantages du point de vue environnemental. Les lessiveurs en discontinu utilisent de grandes quantités de vapeur pendant la phase de chauffage. La conduite de processus industriel (coordination intra-division) permet d'améliorer l'espacement des lots, et de régulariser la demande en vapeur. En outre, une meilleure maîtrise de l'indice Kappa dans le lessiveur diminue les perturbations lors du lavage de la pâte, en raison de l'effet stabilisateur sur la qualité de l'alimentation du laveur.

Les deux processus ci-dessus peuvent aussi réduire et stabiliser la charge de la chaudière de récupération, d'où une atténuation des émissions atmosphériques et un risque

moindre de déversements accidentels de liqueur noire. Et, plus important encore, les chaudières de récupération alimentées de façon régulière sont plus faciles à régler, et il est possible d'en minimiser les émissions.

La conduite de processus de l'atelier de blanchiment permet de réduire les fluctuations de la blancheur de la pâte, ainsi que la teneur résiduelle en chlore de l'effluent de cette usine.

Depuis 1973, l'augmentation du prix du combustible a suscité un intérêt grandissant pour un meilleur contrôle des chaudières de récupération, alimentées en combustibles fossiles et en déchets de bois. Dans tous les cas, cette amélioration suppose l'utilisation de capteurs de la composition du gaz de carneau et d'un système de régulation automatique de l'arrivée d'air pour régler la combustion. Ce processus vise principalement à maximiser l'efficacité de la combustion, mais il a aussi comme effet de réduire généralement les émissions de particules solides par les chaudières alimentées en déchets de bois, comparativement au réglage manuel.

Il s'est avéré qu'une baisse des émissions d'oxyde de carbone à un niveau inférieur à 600 ppm dans les chaudières de récupération (figure 24) permettait d'éliminer les émissions de sulfure d'hydrogène et d'approcher de très près l'efficacité maximale de combustion (32, 82, 83). Ce point est traité à la section 10.3.6.

Parmi les autres paramètres de régulation pour les chaudières de récupération, on peut citer le chauffage de la liqueur, la forme du lit et la température de la chaudière. Ces paramètres influent sur le bilan d'oxydation/réduction et, par conséquent, sur la composition du produit gazeux de la combustion. Des recherches récentes (84) ont montré l'importance de la mesure et de la régulation de l'oxyde de carbone et de l'oxygène, indépendamment l'un de l'autre, pour maximiser la réduction de Na_2SO_4 en Na_2S, ce qui réduit la charge du système de récupération.

Le taux d'émission de particules solides augmente généralement avec l'intensité de chauffage des chaudières alimentées en déchets de bois. D'après un fournisseur de systèmes complets de conduites informatisées, le chargement en écorces est réglé automatiquement de façon que l'opacité du gaz de cheminée ne dépasse pas une certaine limite.

L'automatisation par ordinateur des procédés mécaniques pour l'obtention de pâtes, comme la PTM, la PCTM et la pâte mécanique de meule (85), en est encore à ses tous débuts au Canada, alors qu'elle est déjà très répandue en Europe. Les principaux avantages: fluctuations moindres de la qualité de la pâte (indice de raffinage), et fonctionnement plus régulier de la machine à papier.

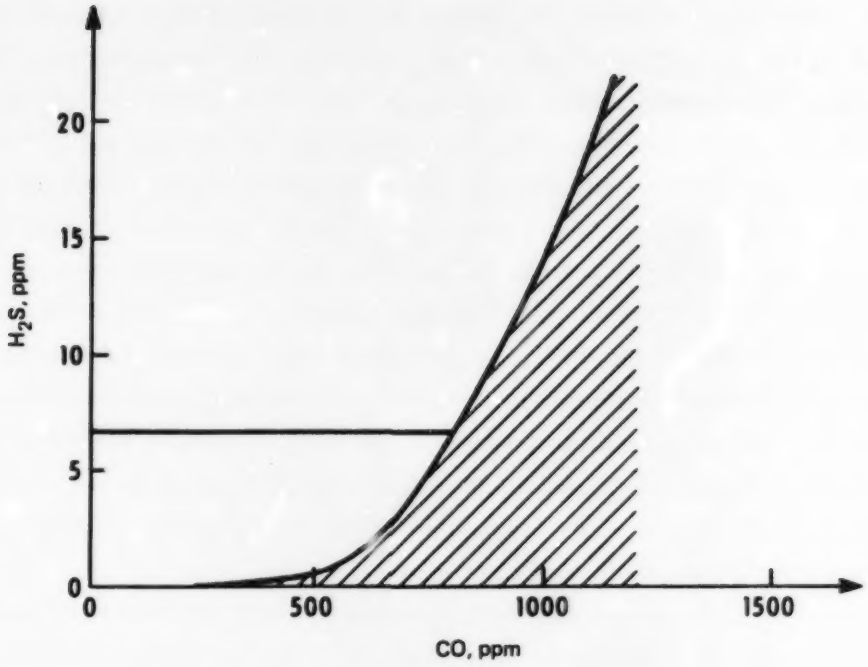


FIGURE 24 **Émission d'oxyde de carbone en fonction de celle de sulfure d'hydrogène par une chaudière de récupération**

Les conduites de processus industriels mentionnées interviennent au niveau direct et à celui de la supervision. De plus, il existe des systèmes de gestion énergétique qui assurent la régulation de plusieurs chaudières, turbines, etc., au niveau intra-division.

Environ 80 p. 100 des machines à papier canadiennes fonctionnent aujourd'hui par ordinateur. Toujours au Canada, environ 15 p. 100 des chaudières de récupération, ainsi qu'un faible nombre des chaudières d'énergie sont commandées par ordinateur. Dans le domaine des pâtes chimiques et du blanchiment, environ 50 p. 100 des usines disposent de systèmes de régulation par ordinateur, sous une forme ou une autre. Il n'y a pas de système de conduite informatisée pour la pâte mécanique de meule, mais environ 10 p. 100 des procédés pour PTM et PCTM sont équipés de tels systèmes.

En général, on insiste surtout sur la régulation à plusieurs variables, en boucles fermées ou ouvertes, soit pour une unité particulière, soit pour quelques fonctions de supervision comme l'optimisation. Les systèmes informatisés fournissent également des

rapports de production, mais habituellement au niveau de l'unité plutôt qu'à celui de la division. Les ordinateurs sont généralement autonomes, c'est-à-dire qu'ils ne sont pas reliés à d'autres ordinateurs.

La plupart des usines de papier journal et plusieurs autres usines disposent de systèmes informatisés pour la manutention des rouleaux de papier fini, qui interviennent partiellement aux deux niveaux supérieurs, soit ceux de la gestion-exploitation et de la gestion-information de l'usine, ainsi qu'aux niveaux inférieurs en ce qui concerne la finition en rouleaux, leur manutention et enfin leur expédition. Ces systèmes sont surtout d'origine canadienne. Ils fonctionnent indépendamment des autres systèmes informatiques utilisés dans les usines, et ils n'exercent aucun effet sur l'environnement. Cependant, leur utilisation sera probablement étendue à d'autres secteurs de l'usine, comme ceux où se forment les effluents et d'où partent les émissions dans l'atmosphère. Un nouveau système, conçu pour intégrer horizontalement et verticalement le système de conduite hiérarchique, est apparu; ce nouveau système est relié aux systèmes de régulation existants, ce qui permet d'étendre la conduite de processus depuis la gestion-exploitation jusqu'au traitement en usine.

Une seconde percée de l'informatique industrielle a coïncidé avec la commercialisation à un prix raisonnable des micro-ordinateurs vers la fin des années 1970. Cela a eu comme effet de faire chuter le prix de l'ordinateur. De plus, il est devenu alors possible de mettre au point, à un coût intéressant, des réseaux de communications numériques pour relier entre eux des micro-ordinateurs éparpillés. Ce type de système est utilisé à la place des régulateurs analogiques dans un nombre assez important d'usines agrandies ou rénovées. Comme ce genre de réseau permet d'accéder à n'importe quelle variable ou boucle de régulation, quelle que soit son emplacement, on le dit souvent, de façon erronée d'ailleurs, "à l'échelle de l'usine". Cependant, ce type de système n'agit généralement qu'au niveau de la conduite directe. L'expression " à l'échelle de l'usine" devrait être réservée aux systèmes qui englobent les niveaux supérieurs de conduite, comme on le verra à la section 10.3.7.

10.3.6 Capteurs pour la décontamination de l'effluent et des émissions atmosphériques. - Pour une décontamination automatique, il faut des capteurs précis et fiables. Il n'existe actuellement aucun capteur capable de mesurer directement la DBO ou la toxicité de l'effluent; par contre, il est assez facile de mesurer les débits. La teneur en matières solides en suspension n'est pas mesurable directement, mais il existe maintenant

des capteurs optiques permettant d'obtenir des estimations assez valables des teneurs en matières solides en suspension lorsque la teneur de l'effluent en matières solides demeure à peu près constante.

La régulation directe par ordinateur des systèmes de traitement des effluents est techniquement possible, mais elle n'a pas encore trouvé d'applications dans l'industrie des pâtes et papiers. Le domaine d'application le plus intéressant serait les usines à boues activées, mais celles-ci sont rares au Canada.

La quantité de matières solides dans les émissions atmosphériques peut être déterminée indirectement à l'aide de capteurs d'opacité. Le STR est également mesurable, même si jusqu'ici la fiabilité des appareils a été quelque peu décevante (86). Comme on l'a mentionné précédemment, ce problème pourrait être surmonté dans le cas des chaudières de récupération en dérivant les teneurs en oxyde STR de celles de carbone, mesurées par des capteurs de CO, beaucoup plus fiables.

10.3.7 Études de conduite de processus industriels à l'échelle de l'usine. - Tel que mentionné à la section 10.3.3, les fonctions de niveau supérieur seront appelées à jouer dans le futur un rôle très important pour la protection de l'environnement. Il n'y a jamais eu d'expérimentation de conduite de processus industriels en usine au Canada, mais le principe a été retenu pour un grand projet coopératif en Scandinavie (83, 87). Ce projet visait principalement la dépollution de l'effluent. Au départ, il y avait le fait que la surveillance classique de l'effluent de l'usine, après traitement, s'appuyant généralement sur des mesures moyennes pour 24 heures, ne permettait pas de déceler à court terme la source d'un polluant et, par conséquent, de l'éliminer. Il faut pour cela que les mesures soient effectuées à la source. L'un des obstacles à surmonter était le problème des systèmes automatiques de signaux d'alarme, responsables d'un si grand nombre de fausses alarmes que leur utilité était nulle même s'ils demeuraient toujours assez sensibles pour fonctionner.

Des appareils supplémentaires ont été installés:

- capteurs de débit et de conductivité pour surveiller les courants de déchets dans le cycle de liqueur kraft;
- capteurs de débit et de teneur en matières solides en suspension pour surveiller les courants de déchets dans les ateliers de traitement des fibres;
- capteurs de niveau dans les réservoirs tampons, les réservoirs de liqueur, et les cuves des filtres.

Étant donné que le débit de l'effluent est généralement très irrégulier, le système comprend des programmes complets d'analyse des données pour évaluer toutes les mesures. Les déversements de pointe ne déclenchent l'alarme que lorsque les conditions environnementales le justifient. Le système est conçu de telle façon qu'un déversement de pointe déclenchant l'alarme doit:

- renfermer une quantité minimale de contaminants, et
- dépasser une limite dynamique d'alarme, fixée à une valeur particulière, supérieure à celle correspondant au déversement régulier normal.

Des augmentations de la pollution, dues à des mesures délibérées, ne doivent pas alerter les opérateurs, sinon ils auraient vite fait d'être perdus et de se désintéresser du système. Tel pourrait être le cas, par exemple, lors de la vidange des réservoirs ou d'un changement dans le rythme de production. Les mesures, les graphiques et les signaux d'alarme apparaissent sur des écrans vidéo en couleurs.

Le coût de ce projet d'automatisation complète de l'usine, englobant toutes les fonctions de niveau supérieur et le système de surveillance des déversements, se chiffrait à environ 1,5 million de dollars. D'après le rapport, il y aurait eu des économies annuelles totales de 700 000 $. Les pertes réduites en fibres et en produits chimiques représentaient la moitié de ces économies. À noter, cependant, que plus de la moitié de ces dernières économies était attribuable à des modifications du procédé, motivées par l'information reçue du système de surveillance, plutôt qu'à une réduction directe des pertes.

10.4 Étude des effets sur l'environnement

La plupart des règlements visant à atténuer l'odeur aux environs des usines de pâtes, excepté ceux de l'Ontario, sont fondés sur les taux des émissions, plutôt que sur les teneurs au niveau du sol. Cependant, les effets de toute émission de STR sur les teneurs au niveau du sol sont souvent davantage fonction de l'altitude, de la température et de la vitesse des émissions, que de la quantité de gaz nauséabonds dégagés. Dans le cas d'une usine de pâtes, dont les cheminées sont disposées normalement, un kilogramme de STR gazeux émis par un évent de refroidissement, situé à une faible hauteur, peut avoir mille fois plus d'effet sur la présence de STR au niveau du sol que le même kilogramme émis par une cheminée de gaz chauds à grande altitude, comme celle d'une chaudière de récupération.

Le niveau actuel de la modélisation mathématique permettant de prévoir la dispersion dans l'atmosphère des produits émis par les cheminées est suffisamment avancé pour permettre de comparer les différents systèmes de cheminées et d'évents de n'importe

quelle usine, même en terrain très compliqué. Ces modèles nécessitent souvent des ordinateurs relativement grands, ce qui limitait leur utilisation dans le passé, mais qui ne constitue plus aujourd'hui un facteur d'empêchement en raison de la chute vertigineuse du prix des ordinateurs.

La puissance de calcul des ordinateurs se révèle également utile pour l'étude de la capacité d'assimilation des rivières, ainsi que pour l'obtention de données statistiques ou autres servant à la préparation de dossiers sur la qualité de l'environnement. Sans ordinateur, la majeure partie des techniques mises au point ces vingt dernières années deviendrait inutile en raison de la somme excessive de calculs qu'elles demandent.

11 PORTÉE ÉNERGÉTIQUE DES NOUVEAUX PROCÉDÉS

11.1 Généralités

La fabrication de pâtes et papiers est l'industrie qui consomme le plus d'énergie par rapport au chiffre d'affaires qu'elle enregistre, l'aluminium étant le seul autre produit industriel majeur dans le même cas. Le coût de l'énergie et sa consommation jouent donc un rôle essentiel pour la viabilité de cette industrie.

La majeure partie de l'équipement de décontamination des émissions atmosphériques et des systèmes externes de traitement de l'effluent, ajoutés ultérieurement pour se conformer aux réglementations environnementales, ont entraîné une augmentation de la consommation en énergie des usines. Bien que les estimations varient, elles se chiffrent habituellement à environ 0,3 GJ/t de produit pour une usine qui s'est conformée aux règlements en vigueur (88). Il s'agit là d'un montant peu élevé, mais non négligeable, comparativement à la consommation moyenne d'environ 14 GJ d'énergie consommée par tonne de production.

Les besoins énergétiques des systèmes de traitement primaire peuvent atteindre approximativement 0,05 GJ/t de produit; ils sont principalement fonction du volume d'effluent à pomper et de la quantité de boues à déshydrater.

Les besoins énergétiques pour le traitement secondaire sont principalement fonction de la quantité de DBO à éliminer, car il s'agit là du paramètre clé déterminant la puissance d'aération. Il faut généralement environ 0,2 GJ/t de pâte kraft ou de pâte thermomécanique, mais les besoins des usines de pâtes au sulfite sont beaucoup plus élevés et dépendent dans une grande mesure du rendement du procédé de fabrication de la pâte, ainsi que des caractéristiques du produit final.

Les mesures prises dans l'usine pour réduire les effluents permettent le plus souvent de diminuer la consommation d'énergie, et dans certains cas il a été possible de récupérer ainsi environ 2 GJ/t. Certains dispositifs internes, comme les anciens épurateurs à vapeur pour les condensats contaminés, sont de grands consommateurs d'énergie (jusqu'à environ 1 GJ/t de pâte), mais ils sont progressivement remplacés.

Le coût croissant de l'énergie a entraîné l'application d'un train de mesures pour réduire la consommation en énergie des procédés de fabrication de pâtes et papiers. Ces mesures ont eu diverses répercussions environnementales, comme la réduction de la quantité d'émissions d'anhydride sulfureux, et une diminution de la quantité des effluents, en raison de la réutilisation croissante de l'eau. Des baisses de débit amènent souvent de faibles diminutions de la quantité de DBO et de matières solides en suspension déversées,

mais elles augmentent généralement la toxicité de l'effluent du fait que la norme de toxicité actuelle est une mesure de la teneur en produit toxique pour les poissons, plutôt qu'une mesure du débit, comme dans la plupart des autres règlements canadiens.

11.2 Obtention de pâte kraft et blanchiment

Les contraintes environnementales et le coût en énergie ont incité à davantage recycler l'eau et les produits chimiques de cuisson épuisés, ce qui a permis de réduire ces dernières années les besoins en énergie des usines de kraft. On ne possède pas les chiffres pour toute l'industrie, mais certaines usines font état d'économies de 2 GJ/t sur la consommation de vapeur des installations de blanchiment.

Le blanchiment à l'oxygène (chapitre 6) et le lavage amélioré de la pâte brune (chapitre 5) ont conduit à une production croissante de vapeur; il faut alors que la chaudière de récupération ait une capacité suffisante pour brûler les matières organiques récupérées. Il est très important d'en tenir compte lors de la conception des nouvelles usines mais beaucoup d'usines actuellement en exploitation se verraient obligées d'installer de nouvelles chaudières de récupération pour pouvoir réaliser ce type d'économies. Toute augmentation de la production de vapeur, obtenue par combustion des matières solides de la liqueur noire, a généralement pour effet de réduire la quantité de mazout ou d'un autre combustible fossile nécessaire pour alimenter l'une des autres chaudières de l'usine. Cependant, l'effet sur les émissions totales provenant de la chaudière de récupération ou de la chaudière est généralement négligeable.

Les précipitateurs électrostatiques à haut rendement, nécessaires avec les chaudières de récupération, consomment environ 0,1 GJ/t, et les épurateurs des fours à chaux demandent en général 0,03 GJ/t pour être en conformité avec les règlements en cours.

11.3 Papier journal

L'utilisation croissante de pâtes thermomécaniques, due en partie aux contraintes environnementales visant à réduire la quantité d'effluent libérée par les usines de pâtes au sulfite, a augmenté les besoins en énergie d'environ 2 GJ/t de papier journal, comparativement aux procédés classiques. La majeure partie de cette énergie est récupérable pour le séchage du papier (89).

11.4 Centrale électrique

Toutes les usines de pâtes et papiers possèdent des chaudières qui produisent la vapeur nécessaire aux procédés industriels, et qui peuvent également générer en totalité ou en partie l'électricité nécessaire à l'usine.

Principalement en raison du coût croissant du mazout et des autres combustibles fossiles, mais également à cause des contraintes environnementales visant à réduire la quantité d'écorces éliminée par remblayage, un certain nombre d'usines ont installé de nouvelles chaudières alimentées en déchets de bois. Quelques usines ont modifié leurs chaudières ou leur mode de fonctionnement pour pouvoir augmenter la quantité de déchets de bois à brûler. Comme ces derniers remplacent généralement du mazout ou du gaz naturel, il y a un accroissement des émissions de particules solides. Cependant, la plupart des chaudières neuves ou modifiées sont conformes aux règlements en cours sur les émissions de particules solides, et rien jusqu'ici ne prouve que des émissions de cet ordre aient des effets graves sur l'environnement. Lorsque le rythme de combustion des chaudières anciennes alimentées en déchets de bois est considérablement accéléré, il est généralement nécessaire d'augmenter l'efficacité de l'équipement de décontamination afin d'éviter qu'il y ait émission de quantités excessives de particules.

Lorsque les usines installent des turbogénératrices, leur consommation totale en combustible augmente habituellement légèrement, ce qui peut aussi provoquer une plus grande émission de matières et d'anhydride sulfureux. Cependant, dans la pratique, la plupart des turbogénératrices sont installées pour profiter d'un système de co-production, où le mazout-combustible est souvent remplacé par une centrale électrique auxiliaire, ce qui a comme effet de diminuer la quantité de SO_2 émise. Dans la plupart des cas, une forte augmentation de la capacité turbogénératrice d'une usine est associée à l'installation de chaudières modernisées, qui possèdent généralement des systèmes de décontamination très efficaces pour les émissions. L'installation d'une turbogénératrice dans une usine de pâtes ou de papiers a rarement un effet très néfaste sur les émissions.

11.5 Émissions d'anhydride sulfureux

La centrale thermique et électrique représente la principale source d'émissions d'anhydride sulfureux dans la plupart des usines, excepté dans celles fonctionnant au sulfite. Les émissions provenant des chaudières de la centrale électrique dépendent entièrement de la quantité totale de soufre dans le combustible brûlé. Il n'existe aucune corrélation valable avec le type d'usine ou le taux de production. Lorsque le combustible fossile est le gaz naturel, il n'y a pratiquement aucune émission d'anhydride sulfureux.

Lorsqu'on brûle du mazout résiduel, la consommation peut atteindre trois barils par tonne de pâte, si l'usine n'utilise pas de déchets de bois. Avec un mazout à 3 p. 100 de soufre, cela peut représenter environ 27 kg SO_2/t de pâte. À signaler cependant qu'au moins une usine canadienne ne brûle que de la liqueur noire et des déchets de bois, et qu'il n'y a donc aucune émission d'anhydride sulfureux par sa centrale thermique. La plupart des usines libèrent de 5 à 20 kg de SO_2 par tonne de pâte; l'émission moyenne en 1978 se chiffrait à 10,7 kg/t de produit.

En 1978, la consommation totale en mazout par les usines canadiennes de pâtes et papiers était d'environ 20,8 millions de barils; la teneur moyenne en soufre de ce mazout était évaluée à 2,24 p. 100. Cela correspond à des émissions d'anhydride sulfureux d'environ 135 000 t/année après déduction pour tenir compte de la consommation de mazout par les fours à chaux, ces derniers ne libérant pas d'anhydride sulfureux.

La quantité totale d'anhydride sulfureux émise par les procédés de fabrication de pâtes était évaluée à 104 500 tonnes pour l'année 1978 par Environnement Canada (inventaire national sur les émissions); le montant total des émissions d'anhydride sulfureux par l'industrie des pâtes et papiers se chiffrait donc pour la même époque à environ 239 000 t, soit environ 5 p. 100 de la quantité totale d'émissions d'anhydride sulfureux pour l'ensemble du Canada en provenance de toutes les sources (4 500 000 t).

On ne dispose pas encore des données complètes pour calculer les émissions en 1983. Mais la consommation de mazout a baissé à environ 18 millions de barils, et plusieurs usines utilisant le sulfite ont fermé ou ont été converties au procédé à base sodique de haut rendement, n'émettant que très peu d'anhydride sulfureux, ce qui revient à dire que les émissions totales d'anhydride sulfureux par l'industrie des pâtes et papiers ont probablement baissé d'environ 10 à 15 p. 100. La tendance marquée à utiliser des chaudières de récupération ne dégageant qu'une faible odeur, et l'installation d'un nombre de plus en plus grand de systèmes de récupération de sulfite a résulté en une petite augmentation de la quantité d'anhydride sulfureux émise par les systèmes de récupération, mais la plupart des autres modifications de procédés ont généralement eu comme effet de réduire les émissions d'oxydes de soufre.

En résumé, l'industrie des pâtes et papiers contribue faiblement, mais de façon non négligeable, aux émissions d'anhydride sulfureux au Canada. Les quantités émises sont en baisse et continueront probablement à diminuer, principalement en raison de l'application de mesures visant à économiser l'énergie, qui permettent à cette industrie de consommer moins de mazout.

12 COÛTS

12.1 Généralités

L'établissement des coûts entraînés par les mesures de protection de l'environnement prises par l'industrie des pâtes et papiers se complique du fait qu'une grande partie de l'équipement requis est intégré aux systèmes de production, en particulier lorsque les usines adoptent les techniques de production les plus récentes. Il n'existe aucune définition absolue de ce qu'on pourrait appeler une usine de pâtes et papiers dépourvue de mesures de protection de l'environnement et par conséquent aucun repère permettant d'établir une comparaison avec les coûts actuels connus pour des usines qui disposent de systèmes efficaces pour cette protection. Les données qui suivent fournissent un ordre de grandeur approximatif du coût d'immobilisations et des frais d'exploitation d'installations dont la principale justification est la conformité aux règlements environnementaux.

Il ne fait aucun doute que l'industrie doit faire face à des dépenses supplémentaires lorsque des modifications ou le choix de l'équipement sont guidés par des critères environnementaux, mais ces derniers ne peuvent être définis de façon claire et nette. Il y a eu diminution des frais d'exploitation, due à une meilleure maîtrise du procédé de fabrication pris dans son ensemble, acquise grâce à une étude poussée des opérations de l'usine et à des recherches effectuées en réponse aux pressions exercées à l'égard des questions environnementales. Il n'a pas été possible d'inclure dans les données examinées ci-dessous des coûts et des économies aussi difficiles à cerner.

Au début des années 1970, un certain nombre d'études ont été effectuées aux États-Unis, qui portaient sur le coût des mesures de protection de l'environnement dans l'industrie des pâtes et papiers. Certaines de ces études étaient très complètes et d'un niveau technique indéniable, mais l'inflation et les progrès technologiques ont fait perdre leur actualité aux résultats de ces travaux. La majeure partie des données relatives aux coûts de la protection de l'environnement, publiées à la fin des années 1970, avaient été simplement extrapolées en se fondant sur ces études antérieures, et il est donc très probable que toute extrapolation à partir de celles-ci conduise à des erreurs plutôt qu'à une information utile. Aucune étude complète, relative aux coûts de la protection de l'environnement en 1983 au Canada, n'a été publiée, à l'exception de l'ouvrage de référence nº 90. Statistique Canada et plusieurs sources privées disposent de données publiées sur les taux d'inflation dans le secteur de la construction industrielle, des produits

chimiques, de la main-d'oeuvre, etc. Malheureusement, les changements techniques et les amendements aux règlements empêchent d'utiliser ces renseignements pour déterminer les coûts de la protection de l'environnement pour des périodes de plus de cinq ans.

Les principaux facteurs déterminant les coûts d'immobilisations et les frais d'exploitation, entraînés par les mesures de protection de l'environnement, sont le procédé de l'usine et les règlements applicables. De plus, le coût réel pour une usine donnée est fonction de l'emplacement, et n'importe lequel des facteurs qui suivent peut conduire à des fluctuations du coût allant du simple au double:

- qualité et ingéniosité des techniques et de la gestion du projet;
- contraintes dues à des décisions techniques antérieures;
- topographie;
- coûts énergétiques locaux;
- terrain disponible.

12.2 Coûts du traitement de l'effluent

Les coûts d'immobilisations et d'exploitation pour l'installation de dispositifs permettant de rendre les usines canadiennes conformes à la réglementation fédérale ont fait l'objet d'estimations par Beak Consultants en 1977; les résultats sont en dollars de 1976 (90). Les valeurs présentées au tableau 18 sont fondées sur ces estimations et ont été calculées à l'aide des taux d'inflation de Statistique Canada et de certaines modifications apportées par l'auteur, d'après sa propre expérience.

Ces coûts sont fondés sur les techniques éprouvées du milieu des années 70, et il est probable que les coûts réels en 1983 seraient moindres grâce aux nouveaux procédés mis au point par l'industrie au cours de ces dernières années. Il n'existe aucune étude complète permettant de confirmer cet état de choses, mais l'expérience de l'auteur dans le cas de quelques usines semble aller dans ce sens.

Les systèmes mis en place à l'intérieur de l'usine entraînent généralement à peu près le même coût d'immobilisations que les systèmes de traitement externes mentionnés ci-dessus, mais les frais d'exploitation des premiers sont habituellement beaucoup moins élevés que ceux des systèmes externes. Les techniques inhérentes aux mesures de protection environnementale à l'intérieur de l'usine sont généralement plus complexes que les méthodes appliquées à l'extérieur. Certaines contraintes, comme le nombre restreint de personnel technique suffisamment qualifié et les exigences syndicales, ont forcé beaucoup d'usines à faire appel à des techniques de traitement externes beaucoup plus coûteuses.

TABLEAU 18 COÛTS APPROXIMATIFS DE LA LUTTE CONTRE LA POLLUTION DE L'EAU (dollars de 1982)

	Coûts d'immobilisations ($ par tonne par jour)	Coût direct d'exploitation* ($/t)
Usine de kraft	24 000	7
Sulfite à faible rendement	195 000	5 (crédit)
Système intégré papier journal/sulfite	40 000	3
Papier journal (sans sulfite)	20 000	5
Autre papier non intégré	9 000	3

* Les coûts directs comprennent les frais de main-d'oeuvre, d'énergie, de support technique, d'entretien et de produits chimiques, mais non ceux correspondant à la dépréciation, à l'intérêt, aux taxes, etc.

Dans certains cas, les règlements provinciaux sont beaucoup plus exigeants que les règlements fédéraux, particulièrement lorsqu'une usine déverse ses effluents dans une voie d'eau de faible débit ou ayant une grande fragilité environnementale. Les données sur les coûts qui précèdent ne tiennent pas compte des sommes supplémentaires nécessaires dans chaque cas particulier.

12.3 Coûts de la décontamination des émissions atmosphériques

Les publications existantes, traitant du coût de la décontamination des émissions atmosphériques pour des systèmes complets d'usines, s'appuient toutes sur les techniques et les règlements de la fin des années 1960 et du début des années 1970. Leur valeur, eu égard à la technologie, aux réglementations et aux coûts de 1983, est donc douteuse, et c'est pourquoi ces données n'ont pas été utilisées dans la présente étude, même si certains documents sont mentionnés comme références (91, 92).

Les données publiées sur les coûts des équipements de décontamination atmosphérique sont nombreuses, mais les auteurs des articles vendent aussi très souvent ces mêmes équipements, et il faut donc être très prudent lorsqu'on utilise les renseignements fournis dans ces publications sur les coûts d'installation et d'équipement auxiliaire nécessaire. Les données sur les coûts indiquées ci-après, n'étant fondées que sur

l'expérience de l'auteur et sur les prix demandés par les fournisseurs d'équipement, doivent être interprétées dans ce contexte. Pour une évaluation détaillée des coûts, il serait nécessaire d'effectuer une étude complète des besoins et des coûts réels sur le terrain.

Dans le cas d'une usine de kraft neuve, le coût d'immobilisations des systèmes de décontamination de l'air serait de l'ordre de 9000 $ par jour et par tonne de production. Les frais directs d'exploitation sont généralement inférieurs à 1$/t, et il y a peut-être génération d'un faible revenu grâce à la récupération de produits chimiques et d'énergie.

Pour ce qui est des usines employant le procédé au sulfite soluble, et disposant de systèmes de récupération des produits chimiques, le coût supplémentaire de la décontamination des émissions d'anhydride sulfureux, qui viendrait s'ajouter au coût entraîné par des raisons purement économiques, serait inférieur à 2000 $ par jour par tonne de pâte produite.

Dans le cas des autres usines, le coût d'immobilisations des installations de décontamination de l'air serait, dans la plupart des cas, inférieur à 1 p. 100 du coût d'immobilisations de l'usine.

Ces chiffres ne comprennent pas le coût de la décontamination atmosphérique pour les usines génératrices de vapeur. Dans le cas des chaudières alimentées au gaz naturel ce coût peut varier allant d'un montant négligeable à environ 5 p. 100 du coût total d'immobilisations lorsque les chaudières sont alimentées avec des déchets de bois.

Si les chaudières sont alimentées au charbon, le coût de la décontamination des émissions de particules pour se conformer aux règlements existants sera probablement plus élevé. En outre, si un équipement de décontamination des émissions d'anhydride sulfureux se révèle nécessaire, alors le coût d'immobilisations sera encore beaucoup plus élevé. Il est à remarquer toutefois qu'il est très peu probable que l'industrie canadienne des pâtes et papiers procède à l'installation de nombreuses unités alimentées au charbon dans un avenir rapproché.

Les frais d'exploitation les plus élevés pour la plupart des éléments de décontamination atmosphérique utilisés dans l'industrie sont ceux liés à l'entretien et aux immobilisations (dépréciation, intérêt, assurances, taxes, etc.). Dans certains cas, la consommation d'énergie est très importante, mais comme la plupart des systèmes permettent de récupérer les produits chimiques, les coûts énergétiques s'en trouvent quelque peu compensés. Il est rare qu'une installation de décontamination atmosphérique entraîne une augmentation des besoins en main-d'oeuvre, excepté pour le transport des

cendres en camion, lorsqu'il se révèle nécessaire. Le coût annuel de l'entretien de l'équipement, du support technique et des essais d'émission ne représentent en général qu'un très faible pourcentage du coût d'immobilisations de l'installation.

Le coût d'immobilisations d'un dispositif de décontamination atmosphérique installé à l'emplacement prévu dans une usine déjà en cours d'exploitation est généralement un peu plus élevé lorsqu'on installe ce dispositif au moment de la construction de l'usine. Dans certains cas, le coût peut être beaucoup plus élevé: c'est le cas, par exemple, lorsqu'un multicyclone amélioré, équipant une chaudière alimentée en déchets de bois, nécessite un nouveau ventilateur à tirage induit ainsi que des modifications de construction en raison de contraintes d'espace. Il est impossible de donner une évaluation réaliste du coût d'une installation anticipée, du fait des fluctuations constatées jusqu'ici dans ce domaine.

RÉFÉRENCES*

1. Paprican Metric Practices Guide, Pulp and Paper Research Institute of Canada, 570 St. John's Boulevard, Pointe Claire, Quebec H9R 3J9.

2. Canadian Standards Association, "The International System of Units (SI)" CAN3-Z234.2-76, 1976.

3. Canadian Standards Association, "Canadian Metric Practice Guide", CAN 3-Z234.1-79, 1979.

4. Environment Canada, "Pulp and Paper Effluent Regulations and Guidelines", Water Pollution Control Directorate, reprinted from the Canada Gazette as Reports No. EPS 1-WP-72-1 and EPS 1-WP-72-2, November 1972.

5. Environment Canada, Environmental Protection Service, "Status Report on Abatement of Water Pollution from the Canadian Pulp and Paper Industry (1980)", Water Pollution Control Directorate, EPS 3-WP-82-3, July 1982.

6. N. McCubbin, "The Basic Technology of the Pulp and Paper Industry and Its Environmental Protection Practices", for Environment Canada, Report No. EPS 6-EP-83-1, 1983.

7. F.L.C. Reed, "Recent Reductions in the Canadian Timber Base", Canadian Forest Congress, Toronto, 1980.

8. J.R. Carrow, Pesticide Workshop Proceedings, Canadian Council of Resource and Environmental Ministers, page 18, 1982.

9. C.W. Green, "Registration of Herbicides - Process, Problems, and Status", Forest Pest Management Institute, Canadian Forestry Service, Sault Ste. Marie, Ontario, presented at CPPA Woodlands Annual Meeting, 1983.

10. BEAK Consultants Ltd., "Technical, Economic and Environmental Aspects of Wet and Dry Debarking", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-78-3, March 1978.

11. V. Loras, "Brightening of Thermo Mechanical Pulp", International Pulp Bleaching Conference, Chicago, May 2-6, 1976.

12. R. Berlyn, "Debarking of Wood Chips", Pulp and Paper Canada, August 1979.

13. Leask,R.A., Pulp Paper Mag. Can. 76 (10): T294-T302, October 1975.

14. Asplund, A., Svensk Paperstidn. 56: 550, 1953.

15. Leask, R.A., Pulp and Paper Mag. Can. 84 (3):13-14, 1983.

16. M. MacLeod, "Anthraquinone: Status Report", Pulp and Paper Magazine of Canada pp. 98-100, November 1982.

* Tirées de l'édition anglaise.

17. O.V. Ingruber, "Development and Status of Alkaline Sulphite Anthraquinone Pulping", CPPA Annual Meeting, Montreal 1983.

18. J. Renard and R. Philips, "Analysis of Anthroquinone Impact on Alkaline Pulping Process", AICHE Conference, San Francisco, November 1979.

19. T.J. Blarn, "Influence of Sulphidity on Anthraquinone Softwood Pulps", TAPPI, 63 (5), May 1980.

20. Product Data Sheets, AQ 80A- Anthraquinone, Canadian Industries Ltd., Montreal.

21. Collicutt, S.A., Frazier, H.C., Holmes, G.K., Joyce, P., Mackie, D.M. and Torza, S., "UHYS Processes", TAPPI 64 (6): 57-61, June 1981.

22. Ayroud, A.M., Goel, K. and Lemay, Y., "Consolidated-Bathurst's Experiences with Very High Yield Sulphite Pulps", paper presented at the 1980 CPPA Annual Meeting.

23. Mutton, D.B., Tombler, G., Gardner, P.E. and Ford, M.J., Pulp Paper Mag. Can. 83 (6): T189-194, 1982.

24. Cayoutte, D.J., Dines, R.E., Morcy, L.P. and Ford, M.J., "Gatineau SCMP - Three Years Later", paper presented at 1982 CPPA Annual Meeting.

25. Dines, R.E. and Tyminski, A., "The Vapour Phase SCMP Process", paper presented at the 1983 CPPA Annual Meeting.

26. Beath, L.R. and Mihelich, W.G., TAPPI 60 (12):77-81, December 1977.

27. Barnet, A.J., Leask, R.A. and Shaw, A.C., Pulp Paper Mag. Can. 82 (10): T255-260, October 1980.

28. Constantino, J., Fisher, D.J., Joyce P. and Mackie, D.M. "Sodium Sulphite Treatment of West Coast Softwood in Thermomechanical Pulping", paper presented at the International Mechanical Pulping Conference, Washington, D.C., June 14-17, 1983.

29. Leask, R.A., TAPPI 51 (12): 117-120A, December 1968.

30. H.H. Holton and F.L. Chapman, "Kraft Pulping with Anthraquinone", TAPPI, 60 (11), November 1977.

31. R.E. Chamberlain, "An Approach to Establishing Safe Kraft Recovery Furnace Firing Rates", Pulp and Paper Magazine of Canada, pp. T196-200, June 1981.

32. C.A. Bostrom et al "Odour Control at Recovery Furnaces by Monitoring Carbon Monoxide", Pulp and Paper Canada, 82 (9): T239, Sept. 1982.

33. S. Prahacs, S.P. Bhatia, Canada Patent No. 892,463, 1972.

34. S.P. Bhatia et al "Removal of TRS from Stack Gases with Activated Carbon", Pulp and Paper Magazine Canada, 76 (C): T98 (1975).

35. V.L. Norandini and L. Marentette, "Recovery Furnace Emission TRS Levels Controlled With a Flakt MODO Scrubber", CPPA Annual Meeting, 1983.

36. "The Control of Air Pollutant Emissions from a Kraft Recovery Boiler Using an Alkaline-Carbon Scrubbing System," St. Anne-Nackawic Pulp and Paper Company Limited, Environment Canada, DSS Contract No. 05576-00088, March 1981.

37. Beak Consultants, "Stripping Kraft Foul Condensates with Waste Gases", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-82-1, March 1982.

38. Elsila, M., Leiviska, K., Nettamo, K., and Pulkkinen, T., "Autoline Computer Control System for Lime Kiln/Causticising Area", Pulp Paper 53 (12): 152-155, 159, Nov. 1979.

39. Howard Edde Inc., "Technology and Associated Cost for Sulphite Pulping Spent Liquor Recovery", for the Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-77-8, June 1977.

40. J. Wearing et al, "New White Water Strategies for Integrated (TMP) Newsprint Mills", CPPA/TAPPI Mechanical Pulping Conference, Washington, June 14-17, 1983.

41. A. Wong, J.T. Wearing, V.C. Uloth, "Toxicity of Brown Filtrates is Related to the Degree of Washing", Pulp and Paper 53 (10): 96-100, 108, September 1979.

42. A. Tuomi, "Pressure Washing System Design Energy Savings", TAPPI Eng. Conf. (New Orleans), Proceedings (Book I): pp. 77-80, November 27-29, 1979.

43. E.O. Ericsson, D.M. Moody, "Operating Experience with a New Horizontal Brown Stock Washer", Pulping Conference,1982.

44. E.A. Sexton, E.G. Wilkinson, "Spent Liquor Recovery at Ontario Paper", Pulp and Paper Canada 81 (1), January 1980.

45. A. Tomiak, M.A. Lauzon, "Material Balances for Countercurrent Pulp Washing Systems", Pulp and Paper Canada, 79 (2), February 1978.

46. R.P. Singh (Editor), The Bleaching of Pulp, TAPPI Press, 1979.

47. R.W. Schleinkoffer, "Short Sequence Bleaching with Oxygen", Pulp and Paper Canada, 83:11, 1982.

48. Great Lakes Forest Products Ltd., "Mill Scale Application of the Rapson-Reeve Closed-Cycle Process", Environment Canada, Report EPS 4-WP-80-4, 1980.

49. K. Sharpe, W.A. Moy and G.E. Styan, "Modification of Kraft Bleaching Sequences for Pollution Abatement", Annual Meeting CPPA Technical Section, 1975.

50. G. Kutney, R.S. Macas and G.P. Donnini, "The C Stage for the 1980's," CPPA Technical Section Annual Meeting, 1983.

51. G.W. Kutney, H.H. Holton, D.H. Andrews and G.P. Donnini, " C_d Versus D_C", TAPPI International Pulp Bleaching Conference, 1982.

52. G.P. Donnini, "The Effect of Chlorine Dioxide Substitution on Bleaching Effluent Toxicity and Mutagenicity", CPPA Technical Section Environment Improvement Conference, Halifax, June 1982.

53. Wong et al, "Toxicity, BOD and Colour of Effluents from Novel Bleaching Processes", Pulp and Paper Canada, 79 (7), July 1978.

54. D.W. Reeve, "The Effluent Free Bleached Kraft Mill. The Second Fifteen Years of Development", Proceedings of International Pulp Bleaching Conference, 1982.

55. R.J. Rush and E.E. Shannon, "Review of Colour Removal Technology in the Pulp and Paper Industry", Water Pollution Control Directorate, Environment Canada, Report EPS 3-WP-76-5, April 1976.

56. R.W. Chan and J.R. McDonald, "Modified Bleaching Sequences". CPPA Technical Section Annual Meeting, 1983.

57. W.A. Moy et al, "An In-line Process for Bleach Plant Effluent Colour Removal," CPPA Joint Pacific and Western Branch Section Meeting, 1974.

58. R.J. Gall, F.H. Thompson, "A New Route to Reduced Pollutants in Bleach Plant Effluent," CPPA Annual Meeting, 1974.

59. R.W. Schleinkofer, "Overview of Chlorine-Free Bleaching Process," TAPPI Seminar on Oxidative Bleaching.

60. J.L. Betts, et al, Pulp and Paper Canada 72 (6), 1971.

61. R.H. Voss et al, "Chlorinated Organics in Kraft Bleachery Effluents", Paperi Puu 62-12, December 1980.

62. J.M. Leach, "Loadings and Effects of Chlorinated Organics from Bleached Pulp Mills," Proceedings of Conference (Colorado Springs), Ann Arbor Science Publications, 1979.

63. W.H. Rapson, M.A. Nazar, "Elimination of Mutagenicity of Bleach Plant Effluents," Pulp and Paper Canada 81-8, August 1980.

64. M. Salkinoja-Salenon, "Behavior of Chloro Organic Chemicals in the Environment and their Biological Treatment", Workshop of Future Prospects, Versailles, October 1982.

65. G.P. Donnini, "Reduction of Toxicity and Mutagenicity of Chlorination Effluents with Sulphur Dioxide", Pulp and Paper Canada, 82 (11), November 1981.

66. J.L. Betts, et al, Pulp and Paper Canada, 72 (6), 1971.

67. L.D. Markham and V.L. Magnotta, "Oxygen Delignification at Medium Consistency can Raise Yield and Cut BOD", Pulp and Paper 55-10, October 1981.

68. D. Wahren, "Water Conservation in Papermaking," CPPA Annual Meeting Montreal, 1983.

69. R.J. Spangenberg, "White Water System Design and Equipment," TAPPI Annual Meeting, Chicago, March 6, 1973.

70. D. Wahren, E.J. Davis, "Conservation of Water and Energy in Paper Mills," The Institute of Paper Chemistry, November 1981.

71. P. Aaltone et al, "Design Principles of White Water Systems with Special Reference to Effluent Control", Proceedings 15th EUCEPA Conference, Rome, May 1973.

72. J.K. Perkins, H.F. Szepan, "Closing Integrated Paper Machine Water Systems," TAPPI 61 (3):63, 1978.

73. W.V. Stevens, "White Water Systems Engineering", TAPPI 59 (2): 71, 1976.

74. J.M. Scott, "How to Plan a Vacuum Pump Seal Water Recovery System," TAPPI, 64 (3), March 1981.

75. J. Barassaud, "Rentabilité de la formation et du développement des ressources humaines - Donohue Inc.", CPPA Annual Meeting, 1983.

76. J.M. Swaney, "Rapid Infiltration Effluent Colour Removal System Become Operational at Skookumchuk", CPPA Annual Meeting, 1983.

77. Symposium on Disposal Alternatives for Pulp and Paper Industry Sludges, University of Maine, Orono, Maine 04469.

78. J.C. Evans, "Rayonier Produces Animal Feed from Secondary Sludge at Sulphite Mill", Pulp and Paper Magazine, March 1983.

79. Dr. D.N. Carter, "Composting Disposes of Sludge, Yields by Product at Glatfelter," Pulp and Paper, March 1983.

80. T.J. Williams, "Implications of Logical Models of Mill Wide Systems," Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 61, March 1982.

81. A.M. Al-Shaikh and D.B. Brewster, "Entire Pulp Mill Control, Papermaking Systems and their Control", Benn, p. 253, 1970.

82. H. Forsgren and L. Haglund, "Experience with Different Strategies for Excess Air Control, Case II Billerud", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 144, May 1982.

83. L. Eriksson, "Nordmiljo 80: An Internordic Environmental Control Project", TAPPI 65 (7):49, July, 1982.

84. S.G. Edlund and L. Einarsen, "Mill Wide Systems. State of The Art, Trends, Opportunities", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 16, May 1982.

85. O. Svensson, "Computer Control of a Groundwood Mill", Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 232, May, 1982.

86. J. Wolfe, "Environmental Conference Discusses Monitoring and Pollution Control", Pulp and Paper Canada 83 (9):45, September 1982.

87. J. Svensson and R. Sahlberg, "Production Coordination and Process Supervision in a Pulp Mill," Proceedings EUCEPA Symposium, Control Systems in the Pulp and Paper Industry, Stockholm, p. 16, May 1982.

88. H.D. Paavila, "Energy Utilisation - Yesterday, Today and Tomorrow", Canadian Pulp and Paper 82 (2), February 1981.

89. N. McCubbin, "Generation of Steam from TMP Mill Exhaust," Pulp and Paper Canada, 32 (3), March 1981.

90. Environment Canada, "Estimate of Costs for Water Pollution Control Measures in the Pulp and Paper Industry", Report EPS 3-WP-77-11, Water Pollution Control Directorate, September 1977.

91. E.R. Henderson, J.E. Robinson, and J.B. Koogler, "Control of Atmospheric Emissions in the Wood Pulping Industry," U.S. Department of Health, Education and Welfare, Contract No. CPA 22-69-18, March 1970.

92. "Control of TRS Emissions from Existing Kraft Pulp Mills," United States Environmental Protection Agency, EPA 450/2-78-003A, January 1978.

BIBLIOGRAPHIE*

Les ouvrages de référence qui suivent traitent de domaines plus généraux concernant l'industrie dans son ensemble. Ils présentent des descriptions beaucoup plus détaillées des procédés de fabrication et de l'équipement de l'industrie des pâtes et papiers que n'en renferme la présente étude; il est donc conseillé aux lecteurs qui ont besoin de plus de renseignements de les consulter.

1. Gary A. Smook, Handbook of Pulp and Paper Technology, CPPA, January 1983. (This is probably the best follow-up reading for most readers of this manual. It describes all production equipment in detail.)

2. J.P. Casey, Pulping and Paper Chemistry and Technology, Volumes I, II, and III, Wiley Interscience, 1981. (This is probably more detailed than readers of this manual would desire but is the most recent fully comprehensive manual which treats process theory.)

3. R.G. MacDonald (Editor), Pulp and Paper Manufacture, Volumes I, II, and III, CPPA, 1970. (Review of Technology and equipment in pulp and paper industry written by a number of expert authors. Now somewhat dated. A 12-volume revised edition is sheduled for publication in 1984).

4. S.A. Rydholm, Pulping Processes, Interscience Publishers, 1965 (Still a classic on fundamental processes).

5. C.W. Conaway, "BLRBAC Report on Safe Firing of Black Liquor", Industrial Risk Insurers, Hartford, Connecticut, The Black Liquor Recovery Boiler Advisory Committee, 1982.

6. K. Britt (editor), Handbook of Pulp and Paper Technology, 2nd edition, Van Nostrand Reinhold Company, 1970.

7. Environment Canada, "Air Pollution Emissions and Control Technology: Wood Pulping Industry", Report EPS 3-AP-77-6, Air Pollution Control Directorate, 1979.

8. Environment Canada, "Proceedings of Seminars on Water Pollution Abatement Technology in the Pulp and Paper Industry", Report EPS 3-WP-76-4, Water Pollution Control Directorate, 1976.

9. Environment Canada, "Standard Procedure for Testing the Acute Lethality of Liquid Effluents", Report EPS 1-WP-80-1, Water Pollution Control Directorate, May, 1982.

10. Environment Canada, "Secondary Fibres Pulping/Deinking Effluents Toxicity Study", Report EPS 3-WP-79-6, Water Pollution Control Directorate, October, 1979.

---

* Tirée de l'édition anglaise.

11. P.E. Wrist, "The Direction of Production Technology Development in the 1980's TAPPI, November 1982.

12. Environment Canada, "National Emissions Inventory (1976)," Report EPS 3-WP-80-7, 1980.

Ces 10 dernières années, les revues techniques de l'industrie des pâtes et papiers ont publié plus de 5000 articles traitant de la pollution et de l'environnement. Les lecteurs ayant des besoins particuliers ont intérêt à consulter cette documentation, de préférence par l'intermédiaire d'une des banques de données commercialisées, comme DIALOG ou INFORMART.

Le service de documentation scientifique CAN-OLE du Conseil national de recherches possède à peu près tous les documents d'origine canadienne, y compris les publications gouvernementales; malheureusement, il lui manque les Abstracts Bulletin of the Institute of Paper Chemistry (ABIPC), qui sont la meilleure source pour la plupart des recherches industrielles dans le domaine des pâtes et papiers. Les autres services mentionnés ci-dessus comprennent l'ABIPC sous le nom commercial de PAPERCHEM.

APPENDICE: CONVERSION AU SYSTÈME MÉTRIQUE

Il y a actuellement dans le monde entier une évolution vers l'adoption d'un système unique de mesure. En 1971, le gouvernement canadien a créé la Commission canadienne du système métrique pour étudier, planifier et coordonner la conversion au système métrique dans tout le pays. Ces dernières années, l'industrie canadienne des pâtes et papiers s'est elle aussi progressivement convertie au système SI.

À l'origine de ce mouvement il y a le Système international d'unités (SI), adopté par la plupart des publications techniques les plus récentes. Le même système a aussi été adopté par la Conférence générale des poids et mesures, ainsi que par l'Organisation internationale de normalisation (ISO).

Principales unités SI et symboles

Grandeur	Nom	Symbole	Autres unités
longueur	mètre	m	
masse	kilogramme	kg	
temps	seconde	s	
fréquence	hertz	H_z	
force	newton	N	
pression, contrainte	pascal	Pa	N/m^2
énergie, travail, quantité de chaleur	joule	J	N.m
puissance	watt	W	J/s

Bien qu'il ne s'agisse pas d'une unité SI proprement dite, le symbole "Sm^3" est habituellement utilisé dans le domaine de la décontamination de l'air au Canada. Ce symbole représente un mètre cube de gaz sec à 25 °C et 101.325 kilopascals de pression absolue. D'autres pays utilisent fréquemment une température légèrement différente. Les unités et abréviations spéciales qui suivent sont normalement utilisées en foresterie:

1 corde = 128 pi^3 de bois rond empilé = 3,6 m^3 (empilés)

1 cunit = 100 pi^3 de bois solide sans écorce = 2,83 m^3

1 corde/acre = 9 m^3/ha

1 pi^3/acre = 0,07 m^3/ha

Facteurs de conversion

La liste qui suit contient les principaux facteurs de conversion utilisés dans l'industrie des pâtes et papiers.

1 acre = 0,404 69 ha
1 baril (US, pétrole) = 0,158 99 m^3
1 Btu = 1,0551 kJ
1 calorie (internationale) = 4,1868 J
1 pi de H_2O (pression) = 2,989 kPa
1 mille carré = 259 ha
1 lb = 453,59 g
1 livre-force par pouce carré = 6,895 kPa
1 livre-force = 4,4482 N
1 lb/pi^3 = 16,018 kg/m^3
1 tonne (t) = 1000 kg
1 tonne (longue, 2240 lb, R.-U.) = 1,016 05 t
1 tonne (courte, 2000 lb) = 0,907 18 t
1 Btu = 0,000 001 055 GJ
1 kilowatt-heure = 0,0036 GJ
1 horsepower-heure = 0,002 68 GJ
1 pied livre-force = 1,356 J
1 Quad (10^{15} Btu) = 1,055 x 10^{18} J
1 Btu/lb = 2,326 J/g
1 Btu par tonne courte = 1,163 GJ/t

Imprimé au Canada